



저작자표시-비영리-변경금지 2.0 대한민국

이용자는 아래의 조건을 따르는 경우에 한하여 자유롭게

- 이 저작물을 복제, 배포, 전송, 전시, 공연 및 방송할 수 있습니다.

다음과 같은 조건을 따라야 합니다:



저작자표시. 귀하는 원저작자를 표시하여야 합니다.



비영리. 귀하는 이 저작물을 영리 목적으로 이용할 수 없습니다.



변경금지. 귀하는 이 저작물을 개작, 변형 또는 가공할 수 없습니다.

- 귀하는, 이 저작물의 재이용이나 배포의 경우, 이 저작물에 적용된 이용허락조건을 명확하게 나타내어야 합니다.
- 저작권자로부터 별도의 허가를 받으면 이러한 조건들은 적용되지 않습니다.

저작권법에 따른 이용자의 권리는 위의 내용에 의하여 영향을 받지 않습니다.

이것은 [이용허락규약\(Legal Code\)](#)을 이해하기 쉽게 요약한 것입니다.

[Disclaimer](#)

공학박사학위논문

가스오일 분리 플랜트의 정량적
위험성 감소에 대한 연구

A Study on the Quantitative
Risk Reduction of Gas Oil
Separation Plant (GOSP)

2015년 8월

서울대학교 대학원

화학생물공학부

이 성 모

요약

산업체에서의 화재, 폭발, 유독물질 누출 등의 중대 산업사고는 단기적으로는 기업의 재산 손실, 사업의 방해, 인명안전, 환경문제 등의 결과를 가져오며, 장기적으로는 기업 이미지 손상, 보험료 증가 그리고 미래의 수익성에 관련되는 것으로 이에 따라 기업의 목표와 생존이 영향을 받게 된다. 화학공정에서의 위험성을 감소시키기 위한 목적으로 수행되는 위험성 평가는 위험의 확인(Hazard Identification), 빈도분석(Frequency Analysis), 사고결과 분석(Consequence Analysis), 사고영향 평가(Effect Evaluation) 그리고 위험도 평가(Risk Evaluation)의 5단계로 구분할 수 있다.

이렇게 사고의 위험을 분석하는 기법인 위험성 평가는 정성적인 분석기법(Qualitative Analysis Method)과 정량적인 분석기법(Quantitative Analysis Method)으로 나뉘어진다. 이러한 기법들은 중대산업사고를 유발시킬 수 있는 공정의 잠재위험을 분석하고 사고결과를 예측하는 데 적용되며, 여기에 이용되는 위험분석의 모델들에는 독성물질 누출과 확산에 사용되는 모델로서 누출원 모델(Source Term Model) 및 확산모델(Diffusion Model)이 있고, 화재모델(Fire Model)로서는 풀화재(Pool Fire), 플래쉬 화재(Flash Fire), 제트화재(Jet Fire), 화구(Fire Ball) 모델이 있으며, 폭발모델로는 BLEVE 모델, 탱크과압 모델, UVCE 모델 등이 있다. 또한 이들로부터 발산되는 독성, 복사열, 과압 등이 주변 사람과 구조물에 어떻게 영향을 미치는가를 계산하는 영향 모델(Effect Model)이 있으며 이는 확률단위 분석(Probit Analysis)방법을 사용하여 복사

열, 폭발, 독성의 영향 등을 평가할 수 있다.

본 논문에서는 가스오일 분리 플랜트(Gas Oil Separation Plant, GOSP)의 위험성기반의 화학공정 안전관리를 목적으로, 상용 시뮬레이터를 이용하여 공정설계와 정량적 위험성 평가를 융합하는 새로운 방법론을 제시하였다. 공정설계의 접목은 기존 플랜트의 위험성을 설계단계에서 미리 감소시킴으로써 근본적으로 안전성을 고취할 수 있는 데 의의가 있다. 두 방법론의 융합을 위해 본 연구에서는 공정상의 유량과 사고발생 시 누출시간을 고려한 Static inventory 개념을 도출하고, 이를 사고 시뮬레이션에 적용함으로써 공정 시뮬레이션 상의 유체의 동적 거동을 반영할 수 있게 한다. 방법론의 적용을 위해 가스오일 분리 플랜트 내에서 분리된 가스를 처리하는 GTU(Gas Treatment Unit)를 대상 공정으로 하여, 예비설계 단계에서 공정 위험성을 정량적으로 평가하고 그 과정에서 판별된 주요한 위험 인자를 선별적으로 완화시킬 수 있는 공정설계 변경 안을 제시하였다. 결과적으로 변경된 설계 및 운전조건에서 \$50,000의 추가 비용을 투자하여 전체 위험성을 27% 감소함으로써 안전한 플랜트를 제안할 수 있었다. 추가적으로 사고발생 시 긴급차단시스템의 성공 확률에 대한 전체 위험성의 민감도를 분석하였으며, 긴급차단시스템의 고도화를 위하여 화재안전설비에 대한 Fire and Gas Mapping을 수행함으로써 보다 안전하고 신뢰성 있는 공정설계를 통찰할 수 있었다.

주요어 : 공정설계, 정량적 위험성 평가, 공정 및 사고 시뮬레이션, 위험성 감소

학번 : 2005-30287

목차

요약	I
목차	III
List of Figures	V
List of Tables	VIII
1. 서론	1
1.1 연구 배경	1
1.2 연구 방법	4
1.2.1 정량적 위험성 평가의 일반적인 절차	4
1.2.2 가스 오일 분리 플랜트(GOSP)의 가스 취급 공정(GTU)	7
1.2.3 Static Inventory개념을 통한 정량적 위험성평가와 공정시뮬레이션의 접목	13
2. GTU 공정의 정량적 위험성 평가	21
2.1 Hazard Identification(HAZID)	21
2.2 Frequency Analysis	23
2.3 Consequence Analysis	29
2.4 상용 시뮬레이터를 사용한 정량적 위험성 평가 결과	43

3.위험성 감소를 위한 공정 설계 변경	51
3.1 설계 시 고려 사항	51
3.2 설계 변경 결과	53
3.3 설계 변경 적절성 평가	63
3.4 경제성 평가	66
4.위험성 감소를 위한 화재안전설비	69
4.1 긴급차단시스템 고도화에 따른 위험도의 민감도 분석	69
4.2 화재안전설비의 설계	72
4.3 경제성 평가	87
5.결론 및 제언	89
References	91
Appendixes	96
Nomenclature	106
Abstract	107

List of Figures

<Fig.1> 일반적인 정량적 위험성 평가 절차	6
<Fig.2> GOSP의 블록선도	9
<Fig.3> GTU 공정의 공정흐름도	10
<Fig.4> GOSP 및 GTU의 플랜트 레이아웃	11
<Fig.5> Static Inventory와 공정시뮬레이션을 접목한 정략적 화재 위험성 평가 절차	15
<Fig.6> 각 초기사건에 대한 ETA 구조	26
<Fig.7> Consequence for Scenario P_01_150mm	32
<Fig.8> Consequence for Scenario P_02_50mm	33
<Fig.9> Consequence for Scenario P_03_50mm	34
<Fig.10> Consequence for Scenario P_04_150mm	35
<Fig.11> Consequence for Scenario P_05_50mm	36
<Fig.12> Consequence for Scenario P_06_50mm	37
<Fig.13> Consequence for Scenario V_01_CAT	38

<Fig.14> Consequence for Scenario V_02_CAT	39
<Fig.15> Consequence for Scenario V_03_CAT	40
<Fig.16> Consequence for Scenario V_04_CAT	41
<Fig.17> Consequence for Scenario V_05_CAT	42
<Fig.18> 개인적 위험 등고선	46
<Fig.19> 사회적 위험의 F-N 곡선	47
<Fig.20> 위험 적분값의 상위 5순위 시나리오	48
<Fig.21> 3상 분리기(V_05)의 12.0barg에서의 공정 흐름도	55
<Fig.22> 3상 분리기(V_05)의 0.52barg에서의 공정 흐름도	56
<Fig.23> P_06_IF_10mm Flash Fire 시나리오의 피해영향도	58
<Fig.24> P_06_IF_10mm Pool Fire 시나리오의 피해영향도 분석	59
<Fig.25> 각 운전 조건에서의 사회적 위험도 (F-N 곡선)	62
<Fig.26> 긴급차단시스템 성공률에 대한 전체 위험도 적분값	70
<Fig.27> 긴급차단시스템 성공률에 따른 사회적 위험도 (F-N 곡선)	71

<Fig.28> Fire and Gas Detector Zoning Layout	73
<Fig.29> Gas Dispersion Contour in Zone 1	76
<Fig.30> Gas Dispersion Contour in Zone 2	77
<Fig.31> 화재감지기 Geographic Coverage Map in Zone 1	80
<Fig.32> 가연성감지기 Geographic Coverage Map in Zone 1	81
<Fig.33> 독성감지기 Geographic Coverage Map in Zone 1	82
<Fig.34> 화재감지기 Geographic Coverage Map in Zone 2	83
<Fig.35> 가연성감지기 Geographic Coverage Map in Zone 2	84
<Fig.36> 독성감지기 Geographic Coverage Map in Zone 2	85

List of Tables

<Table 1> GTU 공정의 설비 종류 및 수량	12
<Table 2> Static Inventory 관련 설비	16
<Table 3> 각 설비의 Static Inventory	19
<Table 4> 주요 위험인자의 장치 설명 및 운전조건	22
<Table 5> 누출 시나리오별 장치 실패율 빈도수	25
<Table 6> 누출 시나리오별 조건부 확률	27
<Table 7> 각 장치의 운전조건 및 누출조건	31
<Table 8> 주요 누출 시나리오	49
<Table 9> P_06_10mm 시나리오의 주요 피해결과	50
<Table 10> P_06의 스트림 정보 및 Static Inventory	57
<Table 11> 각 운전 조건에서 P_06_IF_10mm 시나리오의 피해영향도 분석	60

<Table 12> 각 운전 조건에서 P_06_IF_10mm 시나리오의 빈도수 분석	61
<Table 13> 설계 변경 전 · 후 삼상분리기의 Vapor stream 조건 변화	65
<Table 14> 전체 장치 비용 분석	67
<Table 15> 펌프 운전비용 분석	68
<Table 16> Potential Sources of Leakage	74
<Table 17> Fire and Gas Detector Mapping Result	79
<Table 18> Fire and Gas Detector 설계 수량	86

1. 서론

1.1 연구 배경

정량적 위험성 평가는 기존 설비에 존재하는 위험성을 정량화함으로써 이들의 허용가능성을 판별하고 허용이 불가능한 설비들에 대한 위험성 감소 방법을 제시 및 최종결정하는 일련의 과정을 의미한다.¹⁾

정량적 위험성 평가에 관련한 논의는 1975년 Rasmussen²⁾의 원자력 안전성 연구를 시작으로, 지난 40여 년 간 화학 플랜트에서의 위험성을 정량화하기 위한 다양한 연구 분야로 확장되어왔다. 과거와 현재의 연구들이 주로 정량적 위험성 평가의 일반적인 방법론 자체에 초점을 맞추거나 보다 나아가 손실방지 기술을 접목³⁾⁴⁾⁵⁾하여 수행되어온 반면, 향후의 연구 방향은 위험성 평가 방법의 실용성, 신뢰성 및 정확성에 보다 집중될 것으로 예상된다. 퍼지 관계론이나 Bayesian 네트워크를 이용함으로써 작업자 오류와 도미노 현상을 고려한 주요 위험 인자를 결정하는 연구⁶⁾와, 고도의 전산유체역학을 통한 3차원 화재, 폭발 및 독성가스 누출 모델 정립을 위한 연구⁷⁾⁸⁾⁹⁾¹⁰⁾, 그리고 발전된 공정 제어를 통한 실시간 위험성 분석에 관한 연구가 그 대표적인 사례가 된다.

상기 주제들과 같이 향후 집중적으로 진행될 새로운 연구 분야에서, 정량적 위험성 평가에 공정 시뮬레이션과 사고 시뮬레이션을 함께 접목하여 안전 설계를 도모하는 연구는 상대적으로 진행이 되고 있지 않다. Domenico et al.¹¹⁾은 제한된 정보를 바탕으로 미래

플랜트의 초기 설계 단계에서 공정 시뮬레이션을 접목한 정량적 위험성 평가를 수행하고 안전한 운전 영역을 제한하였다. 또한 Nam et al.¹²⁾은 해양플랜트 천연가스 액화공정의 개념설계 단계에서 생애주기비용 분석에 새로 정의한 위험비용을 추가함으로써 액화공정의 대안들 중 전체 비용이 최소가 되도록 선택하였다. 그러나 해당 선행연구들이 주어진 대상공정 및 운전 조건에 대해 위험성을 비교하는 데에 그쳤다는 점에서 보다 안전한 공정을 설계하기 위한 핵심적인 가이드라인을 제시하지 못하였다.

이러한 관점에서 위험성 기반 화학공정 안전관리 방법은 정량적 안전성 평가 방법론에 공정 시뮬레이션을 효과적으로 접목함으로써 외란에 대한 공정의 탄력성을 평가¹³⁾하고, 기존의 설계를 변경하거나 새로운 공정에 대한 내재적 안전 설계¹⁴⁾¹⁵⁾¹⁶⁾¹⁷⁾¹⁸⁾를 바탕으로 위험성을 최소화 할 수 있다. 도출된 설계는 플랜트 전반의 운전에 있어 보다 안전한 구조를 바탕으로 경제적 효율성과 안전성을 겸비한 최적의 조건 하에 플랜트를 조업할 수 있다.

본 논문에서는 가스 오일 분리 플랜트(GOSP) 내의 가스 취급 공정(GTU)을 대상으로 공정설계(정상상태 모델링과 시뮬레이션) 및 사고모델링(화재, 폭발 및 독성가스 누출 시뮬레이션)을 융합한 새로운 정량적 안전성 평가 방법론을 제안함으로써 상기 언급한 위험 기반 공정 안전관리를 수행한다. 본 방법론은 예비 설계 단계에서 플랜트에 내재된 위험성을 평가하고 이를 바탕으로 여러 설계 대안들 중에서 해당 위험도를 최대한 낮출 수 있도록 설계를 변경함으로써 보다 안전하고 신뢰성 있는 플랜트를 설계한다.

2단락에서 Static inventory 개념을 도출함으로써 대상 공정에 대해 공정 시뮬레이션을 접목한 정량적 안전성 평가를 수행하고, 3단

락에서는 위험성 완화를 위해 우선적으로 고려해야 할 표적 사고 시나리오를 결정 및 분석하여 이를 최소화 할 수 있도록 공정 설계를 변경한다. 4단락에서는 Fire and Gas Mapping을 이용하여 화재안전설비를 적용한 긴급차단시스템의 고도화를 바탕으로 추가적으로 플랜트의 위험성을 감소함으로써 보다 신뢰성 높은 안전 설계를 도모한다.

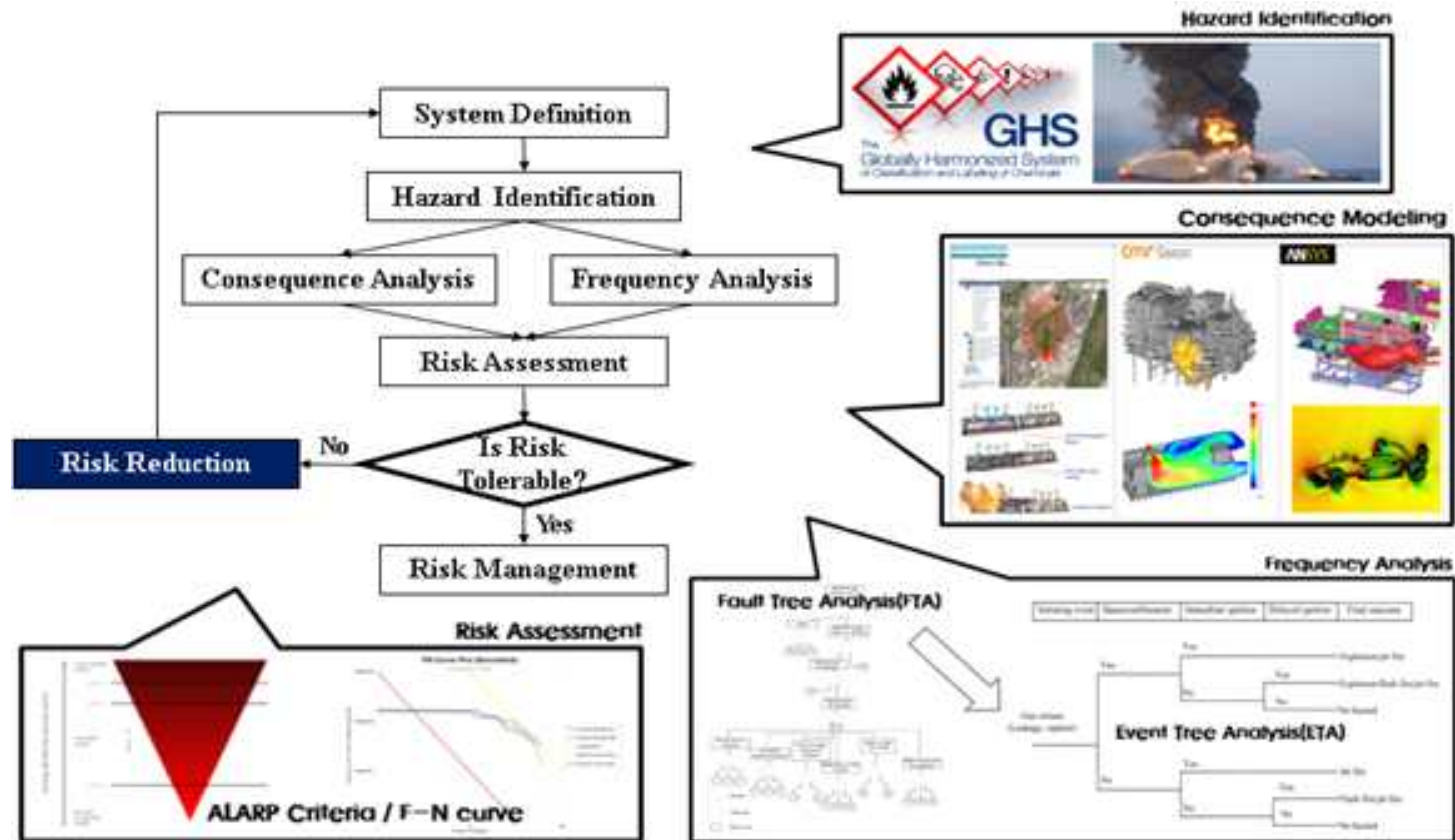
1.2 연구 방법

1.2.1 정량적 위험성 평가의 일반적인 절차

화학 플랜트의 내재된 위험은 정량적 위험성 평가 방법론을 바탕으로 정량화될 수 있다. 이는 해당 공정의 수용가능성을 판별하고 허용 불가한 공정들의 초과된 위험성을 감소할 수 있는 절차를 제공한다. 일반적으로 정량적 위험성 평가는 <Fig.1>과 같이 총 6개의 단계로 구성되어 있다. 위험성을 평가할 시스템과 목적이 정의된 후 주요 위험인자가 판별되면 그 피해영향과 빈도가 분석된다. 보통 빈도수는 영국의 Health and Safety Executive(HSE)나 Oil and Gas Producers(OGP)의 과거 데이터를 바탕으로 결정된다. 전체 위험도는 주요 위험인자의 피해영향과 빈도를 동시에 고려함으로써 정량적으로 평가된다. 전반적인 위험 수준이 허용가능하다고 판단되면 정량적 위험성 평가 과정은 종료되고 시스템의 위험 수준은 관리단계로 접어든다. 반면 허용이 불가한 경우, 평가 과정은 위험 감소 단계로 넘어가고 허용치에 도달할 때까지 피드백 루프 구조로 반복적으로 순환된다.

해당 위험도에 대한 허용기준은 개인적 위험(Individual Risk, IR)과 사회적 위험(Societal Risk, SR)의 두 가지 표준이 있다. 개인적 위험은 특정 지점에서 한 사람이 위험에 노출되었을 때 연간 사망률을 나타내는데 분석이 용이하고 결과를 알아보기 쉬운 반면 위치마다 다양한 인구밀도를 갖는 플랜트의 전반적인 위험도를 반영하지 못한다. 반면 사회적 위험은 모든 지점의 인구밀도를 반영하여 위험 노출 집단의 사고에 대한 영향을 평가할 수 있으나 계산 부담이 크고 결과 해석이 쉽지 않다.¹⁹⁾ 본 연구에서는 실제 플랜트 위험

성을 보다 신뢰성 있게 반영하기 위해 사회적 위험을 잠재 위험도의 허용기준으로 정하였다. 사회적 위험은 복수의 사망률에 대한 빈도수 분포를 나타내는 F-N 곡선으로 표현되며 이 곡선은 “Negligible” , “As Low As Reasonably Practicable(ALARP)” , “Intolerable” 의 세 가지 영역으로 나뉜다. HSE의 발표²⁰⁾에 의거하여 개인적 위험이 연간 1.0×10^{-6} 보다 낮을 경우 위험도를 무시(Negligible) 할 수 있고, 1.0×10^{-4} (대중)보다 높거나 1.0×10^{-3} (작업자) 보다 높을 경우 해당 위험도는 허용 가능하지 않다(Intolerable). 사고에 의한 피해자 수가 증가함에 따라 무조건적으로 사망률은 감소하게 된다. ALARP 영역은 두 영역 사이에 존재하므로 대상 플랜트의 F-N 곡선은 반드시 이 영역을 포함한 아래 영역에 위치해야 위험도를 허용할 수 있다.



<Fig.1> 일반적인 정량적 위험성 평가 절차

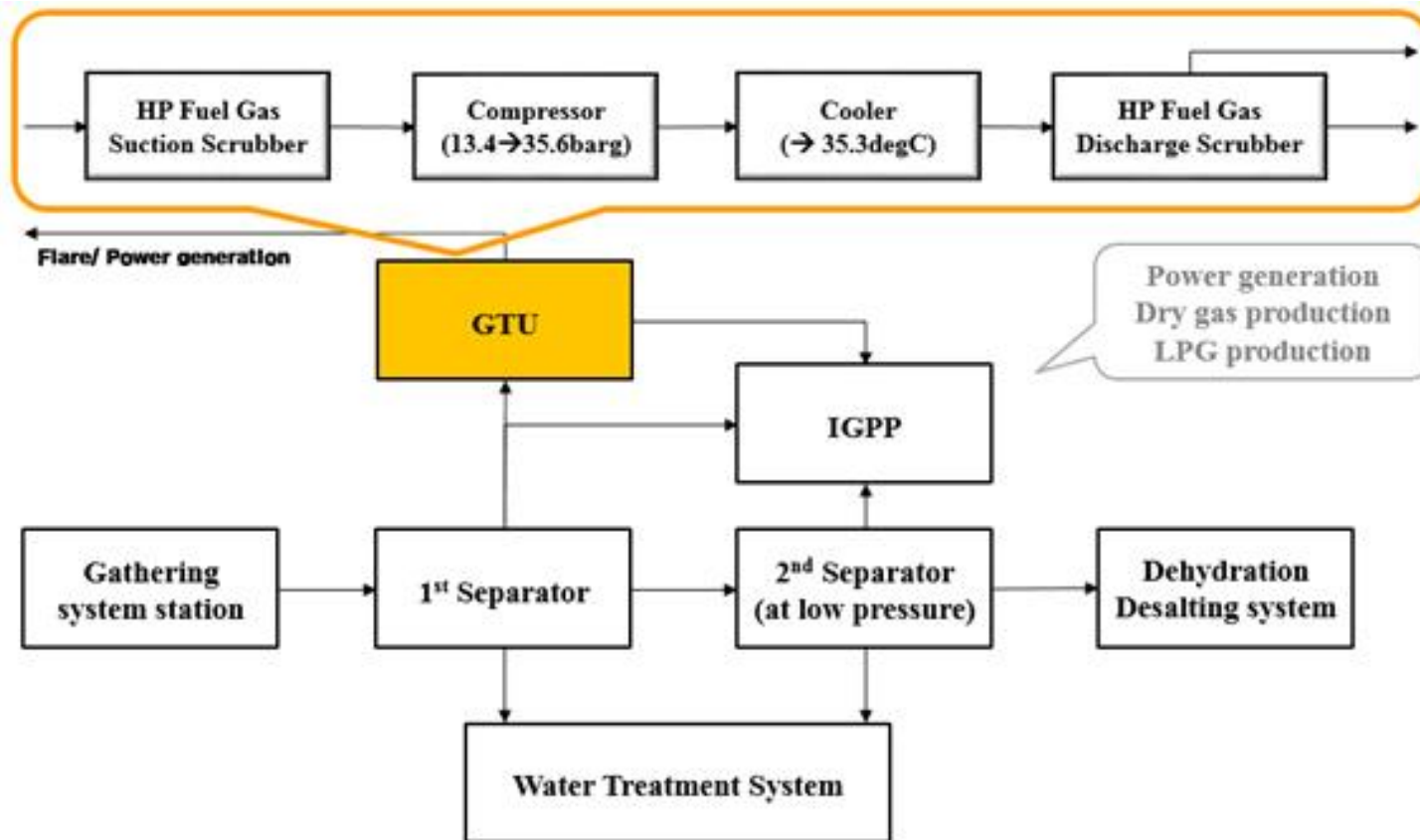
1.2.2 가스 오일 분리 플랜트(GOSP)의 가스 취급 공정(GTU)²¹⁾

본 연구에서 대상 공정으로 선정한 GOSP의 GTU 공정은 230 kbopd를 목표 생산량으로 하며 블록선도는 <Fig.2>와 같다. Gathering station으로부터 원유는 제1기 분리기로 유입되어 자유 가스와 물이 원유로부터 분리된다. 분리된 기름은 Crude heater에서 가열 및 감압된 후 제2기 분리기에서 추가 분리가 진행된다. 2단의 분리기를 통해 분리된 약 44.9MMSCFD의 자유 가스가 GTU에 유입되고 나머지는 Integrated Gas Process Plant(IGPP)로 흘러 발전, 건조 가스 생산 및 LPG 생산에 사용된다.

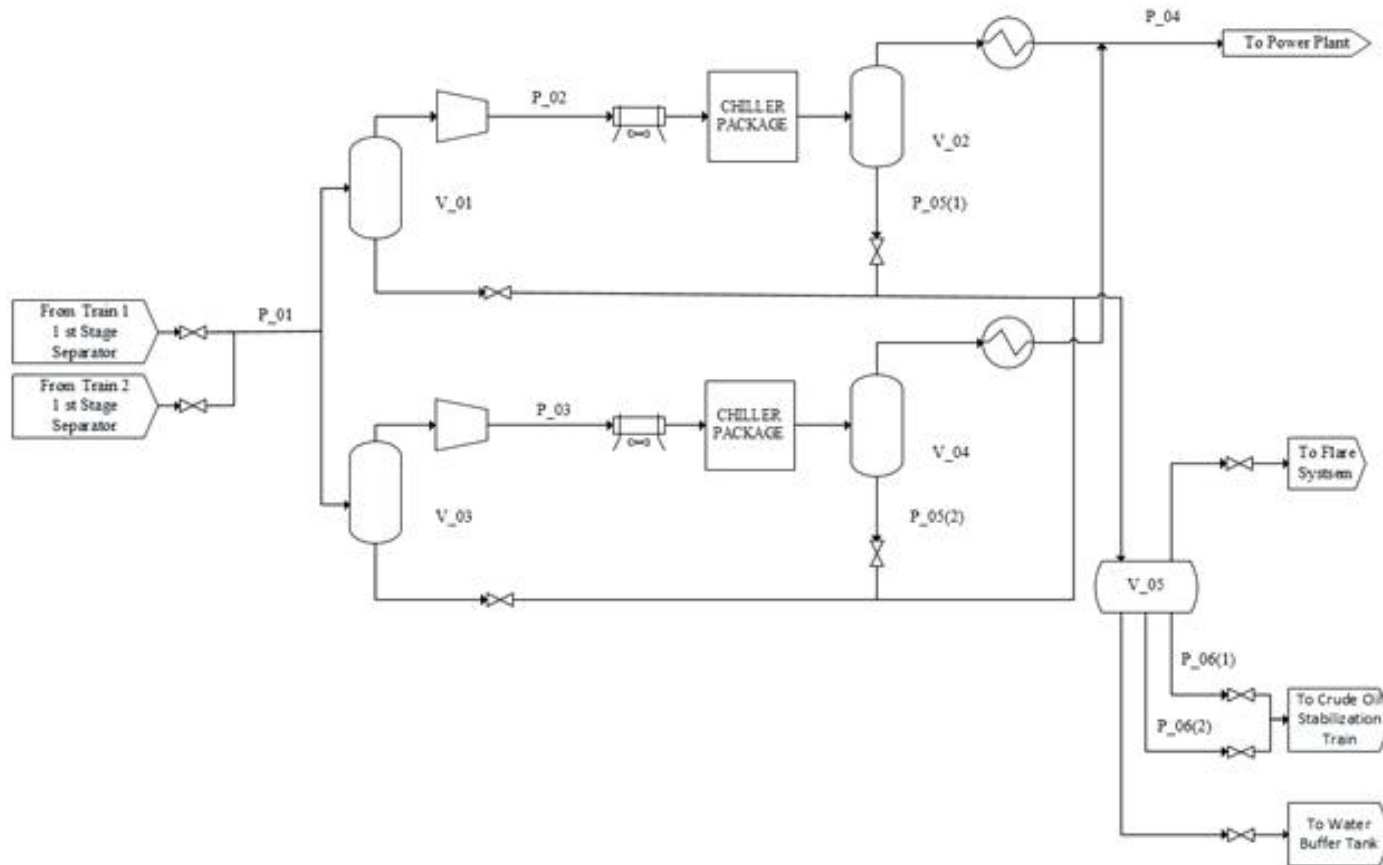
<Fig.3>의 GTU 공정에서 자유 가스는 파이프라인(P_01)을 통해 13.4barg로 high-pressure(HP) fuel gas suction scrubber(V_01, V_03)에 유입되어 액상을 제거한 후 HP fuel gas compressure에서 35.8barg(P_02, P_03)로 가압된다. 압축 기체는 HP fuel gas discharge cooler에서 60℃로 공기 냉각되고, Chiller package에서 35℃로 추가 냉각된다. 저온의 2상 유체는 HP fuel gas discharge scrubber(V_02, V_04)로 유입되어 무거운 탄화수소 및 물을 제거한 후 파이프라인(P_05(1)&(2)) Three-phase separator(V_05)에서 탄화수소 액체, 물, 기체로 3상 분리되는데 이때 탄화수소 액체(P_06(1)&(2))는 5.5barg로 감압된 후 앞단의 공정으로 순환된다. HP fuel gas discharge scrubber의 자유 가스는 HP fuel gas discharge superheater에서 80℃로 과열된 후 발전소로 유입된다(P_04). GTU 공정의 모델은 공정흐름도(PFD)를 바탕으로 Aspen HYSYS V8.4를 이용해 시뮬레이션하였다.

GOSP 및 GTU의 플랜트 레이아웃은 <Fig.4>에 흐리게 나타내었

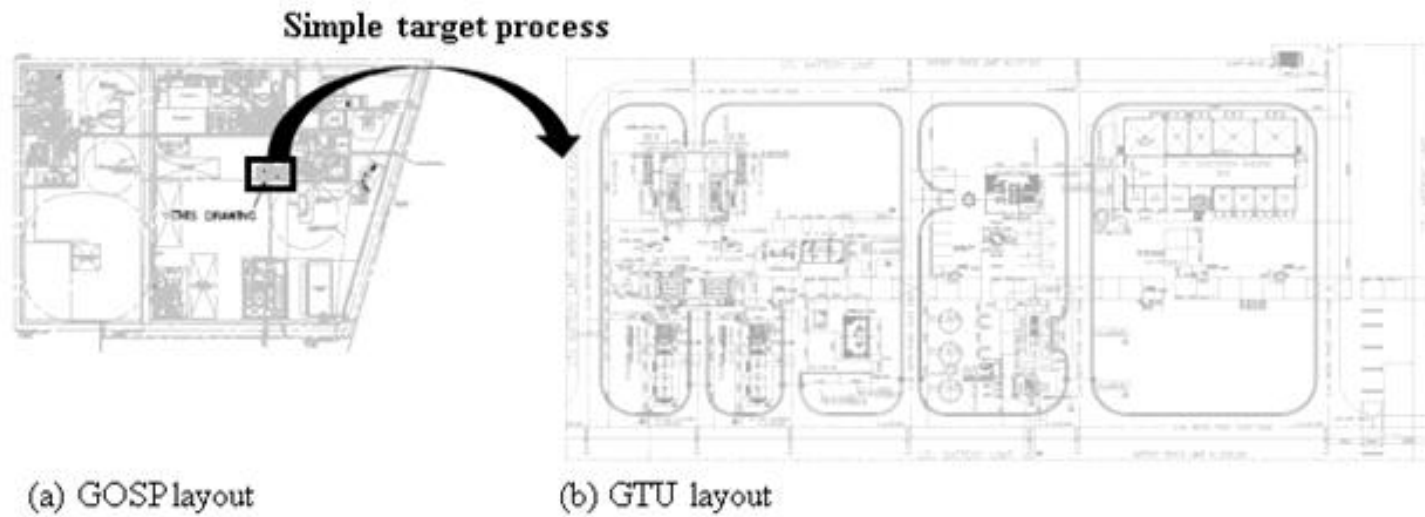
고, 파이프라인 및 분리기 등의 설비 종류 및 수량은 배관계장계통도(P&ID)를 바탕으로 <Table 1>에 정리하였다.



<Fig.2> GOSP의 블록선도



<Fig.3> GTU 공정의 공정흐름도 (P:pipeline, V:vessel)



<Fig.4> GOSP 및 GTU의 플랜트 레이아웃

<Table 1> GTU 공정의 설비 종류 및 수량

Equipment	P_01	P_02	P_03	P_04	P_05	P_06	V_01~05
Pipework 0-2"		105m	86m		125m	245m	
Pipework 3-6"	283m			140m			
Flange 0-2"	33ea	64ea	64ea	50ea	55ea	99ea	
Flange 3-6"	69ea			29ea			
Manual Valve 0-2"	13ea	19ea	19ea	22ea	19ea	41ea	
Manual Valve 3-6"	31ea			8ea			
Actuated Valve 0-2"	2ea			1ea	3ea	3ea	
Actuated Valve 3-6"	4ea			2ea			
Process Vessel							5set

1.2.3 Static Inventory 개념을 통한 정량적 위험성 평가와 공정시물레이션의 접목

위험도 계산은 기본적으로 각 설비의 정적인 저장조건(압력, 온도, 혼합조성 및 물성치, 저장량)을 기반으로 수행된다. 대부분의 조건들은 공정 시물레이션 상의 변수와 동일하지만, 화학 공정이 기본적으로 유체가 흐르는 성질을 반영한 유량 기반의 모델이기 때문에 유체가 고정된 상태의 ‘저장량’ 조건은 공정 시물레이션과 연동하기 위해 변형이 필요하다. 본 연구에서는 유체의 동적 성질을 고려한 저장량 조건을 Static Inventory라는 개념으로 도출하였다. 해당 개념은 공정 시물레이션 상의 유량 값으로부터 추가적으로 장치 규모, 유체 밀도 및 사고 발생 시 누출 지속시간의 데이터를 바탕으로 계산할 수 있다. 특히 누출 지속시간은 누출이나 탱크파열 등의 사고 발생 시 긴급차단시스템이 작동하는 데 걸리는 시간으로 결정되며, 본 연구에서는 해당 시스템이 5분 내에 작동할 경우 성공(Isolation Success, IS)하였다 가정(누출시간=5분)하고, 그렇지 않은 경우는 시스템 실패(Isolation Failure, IF)로 간주하여 누출시간을 30분으로 가정하였다. 시스템이 실패할 경우 그에 따른 피해도의 규모는 매우 높아지지만 실패할 확률이 낮기 때문에 전체 위험도에 미치는 영향은 정량적 평가 이후 판단할 수 있다. Static Inventory의 계산식은 아래와 같다.

$$I = \rho_f V + kM$$

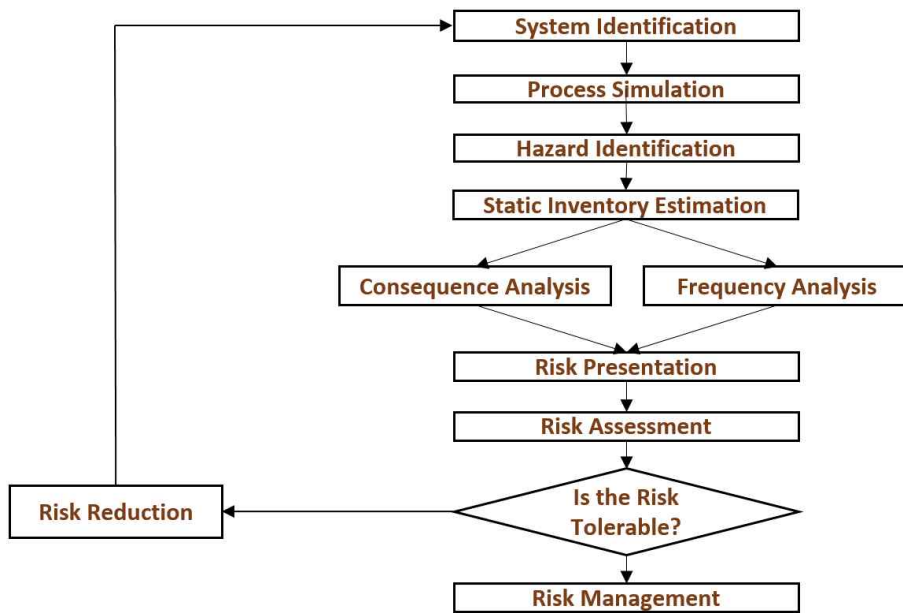
- IS case : $k = 5\text{min}/60\text{min} = 1/12$
- IF case : $k = 30\text{min}/60\text{min} = 1/2$

I는 Static Inventory [kg], ρ_f 는 평균 질량 밀도[kg/m³], V는 정

적유체의 부피[m³], M은 질량유량[kg/h], k는 누출지속시간에 대한 비례상수에 해당하며, IS의 경우 누출시간이 5분이므로 시간당 단위로 환산할 경우 1/12가 되고, IF는 마찬가지로 1/2가 된다.

Static Inventory와 관련된 본 시스템의 설비 유형은 원통형 파이프라인, 수직형 2상 플래쉬 드럼과 수평형 3상 분리기로 구성되어 있으며 <Table 2>에 정리하였고, 각 설비의 Static Inventory는 <Table 3>에 계산하였다.

이러한 Static Inventory 개념을 공정시뮬레이션과 함께 정략적 위험성 평가의 일반적인 방법론에 접목시킨 절차는 <Fig.5>와 같다.

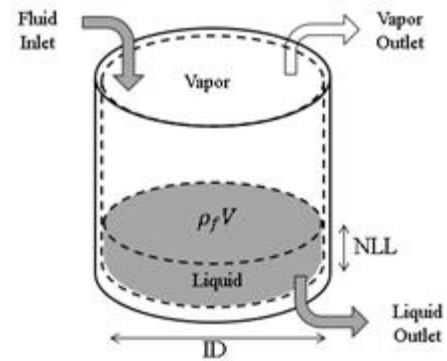


<Fig.5> Static Inventory와 공정시뮬레이션을 접목한 정량적 화재위험성 평가 절차

<Table 2> Static Inventory 관련 설비

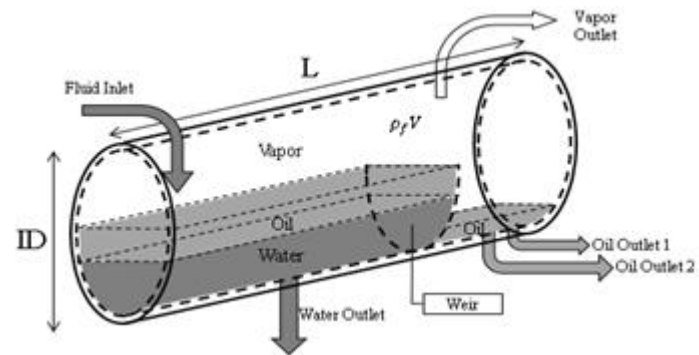
Equipment	Inventory Figure for Normal Operation
Pipeline	<div data-bbox="768 554 1450 834" data-label="Image"> <p>The diagram illustrates a horizontal pipe segment. A double-headed arrow above the pipe indicates its length as L. A vertical line across the left circular face indicates the inner diameter as ID. An arrow labeled 'Vapor Inlet' points into the left face. An arrow labeled 'Vapor Outlet' points out of the right face. The interior of the pipe is shaded and labeled 'Vapor' with the formula $\rho_f V$.</p> </div> <p data-bbox="662 847 1561 906"> L : the length of pipe between two EIVs(Emergency Isolation Valve)* ID : Inner Diameter of the pipe </p>

2-Phase Flash Drum



NLL : Normal Liquid Level
ID : Inner Diameter of the vertical vessel

3-Phase Separator



L : Length of the horizontal vessel
 ID : Inner Diameter of the horizontal vessel

* EIV : All subsections(P01~06 & V01~05) are assumed to be independent on each other by the emergency isolation valves at the end of each subsection if the isolation process is done properly in case of an accident.

<Table 3> 각 설비의 Static Inventory

(a) pipeline

	Density (kg/m ³)		Equipment Size		Mass Flow rate (kg/h)			Static Inventory (kg)			Isolation Case (kg)	
	Gas	Liquid	ID (mm)	L (m)	Gas	Liquid	Total	Gas	Liquid	Total	IS	IF
P_01	12.96	-	76.2	28	46,678	0	46,678	16.70	0	16.70	3906	23356
P_02	27.39	-	38.1	104	23,339	0	23,339	3.26	0	3.26	1948	11673
P_03	27.39	-	38.1	87	23,339	0	23,339	2.67	0	2.67	1948	11672
P_04	29.51	-	63.5	141	42,252	0	42,252	13.08	0	13.08	3534	21139
P_05	-	602.9	38.1	124	0	2,735	2,735	0	85.47	85.47	313	1452
P_06	-	617.8	25.4	246	0	2,287	2,287	0	78.84	78.84	267	1221

(b) vessel

	Density (kg/m ³)			Equipment Size		Fluid Level (m)			Static Inventory (kg)				Isolation Case (kg)	
	Gas	Liquid	Water	D (mm)	L (m)	Gas	Liquid	Water	Gas	Liquid	Water	Total	Total IS	Total IF
V_01	12.96	630.0	-	1150	2.85	2.85	0	-	38.37	0	-	38	38	38
V_02	36.43	602.9	-	1000	3.10	2.80	0.30	-	80.11	142	-	220	220	220
V_03	12.96	630.0	-	1150	2.85	2.85	0	-	38.37	0	-	38	38	38
V_04	36.43	602.9	-	1000	3.10	2.80	0.30	-	80.11	142	-	220	220	220
V_05	14.83	617.8	1006	1700	2.70	0.45	1.25	0.35	12.74	1061	523	1597	1597	1597

2. GTU 공정의 정량적 위험성 평가

2.1 Hazard Identification(HAZID)

각 장치 내 혼합유체의 물성치 및 운전조건이 해당 플랜트의 위험도를 좌우하기 때문에 정량적 위험성 평가를 위한 주요 위험인자는 관련 데이터를 통해 판별할 수 있다. 일반적으로 누출 시나리오의 경우 유체의 질량 밀도, 압력 및 온도가 누출지점의 오리피스에서의 누출속도(m/s)와 누출유량(kg/s)을 직접적으로 결정하며 해당 변수들은 점화 확률과 매우 밀접하게 연관되어있다. 이러한 관점에서 고압, 고온 또는 많은 질량 유량의 조건을 갖고 있는 파이프라인이나 베셀을 주요 위험인자로 정성적으로 결정할 수 있으며, 그 결과 <Fig.3>에서 나타내었듯이 총 11개(P_01~06 & V_01~05)의 주요 위험인자를 선별하였고 각각의 부가설명 및 운전조건은 <Table 4>에 정리하였다.

<Table 4> 주요 위험인자의 장치 설명 및 운전조건

Unit	Description	Pressure (bar-g)	Temperature (℃)	Mass flowrate (kg/h)
P_01	Piping to HP fuel gas suction scrubber (1&2)	13.3	65.0	46,677
P_02	Piping from HP fuel gas compressor (1) to HP fuel gas discharge cooler	35.7	147.6	23,338
P_03	Piping from HP fuel gas compressor (2) to HP fuel gas discharge cooler	35.7	147.6	23,338
P_04	Piping from HP fuel gas discharge super-heater to power plant	34.2	79.8	42,251
P_05	Piping from HP fuel gas discharge scrubber (1&2) to three-phase separator	34.7	34.8	2,734
P_06	Piping from three-phase separator hydrocarbon liquid outlet to crude oil stabilization train	12.0	27.3	2,286
V_01	Fuel gas suction scrubber (1)	13.3	64.7	
V_02	HP fuel gas discharge scrubber (1)	34.7	34.8	
V_03	Fuel gas suction scrubber (2)	13.3	64.7	
V_04	HP fuel gas discharge scrubber (2)	34.7	34.8	
V_05	Three-phase separator	12.0	27.3	

2.2 Frequency Analysis

HAZID 단계에서 주요 위험인자를 선별한 후 가능한 사고 시나리오에 대한 빈도수를 추산해야 하며, 해당 데이터는 사고 자체의 발생률이나 펌프, 파이프, 베셀 등의 장치의 작동실패율 등의 과거 기록에서 추출한다. 본 연구에서는 파이프, 플랜지, 밸브 등을 포함하는 파이프라인 관련 데이터를 OGP 2010²²⁾ 기록에서 추출하고 베셀 관련 데이터는 HSE HCR 2013²³⁾에서 차용하였다.

각 장치의 유형과 규모에 따라 누출 시나리오의 빈도는 달라지므로 일반적으로 빈도수 분석은 위험 물질을 취급하는 장치들에 대한 각종 조사를 바탕으로 시작된다. 특정 시나리오에 대해 각 장치 유형의 수량을 수량 당 누출 확률과 곱한 후 유형별로 합산하여 해당 시나리오에 대한 최종 빈도수를 결정하게 된다. 각 주요 위험인자에 대해 누출 시나리오를 누출 홀 규모(소-10mm, 중-50mm, 대-150mm)와 탱크파열로 분류하여 위와 같은 방법으로 실패율을 계산하면 <Table 5>와 같다.

각 시나리오의 실패율을 결정 한 후 이를 초기사건으로 하는 이벤트 트리 해석(Event Tree Analysis, ETA)을 수행하면, 여러 조건에 따라 최종적으로 발생 가능한 모든 피해결과(폭발, 화재 등)의 빈도수를 구할 수 있다. <Fig.6>에 나타낸 ETA 구조는 즉각 점화(Immediate ignition)이나 지연 점화(Delayed ignition) 여부 등 다양한 조건으로 루트가 갈라지도록 구성되어 있으며 각각의 루트는 제트 화재(Jet fire), 풀 화재(Pool fire), 플래시 화재(Flash fire), 폭발(Explosion) 등의 서로 다른 피해결과를 초래한다. 각각의 노드에서 해당 조건부 확률은 루트를 따라 연속적으로 곱해져서

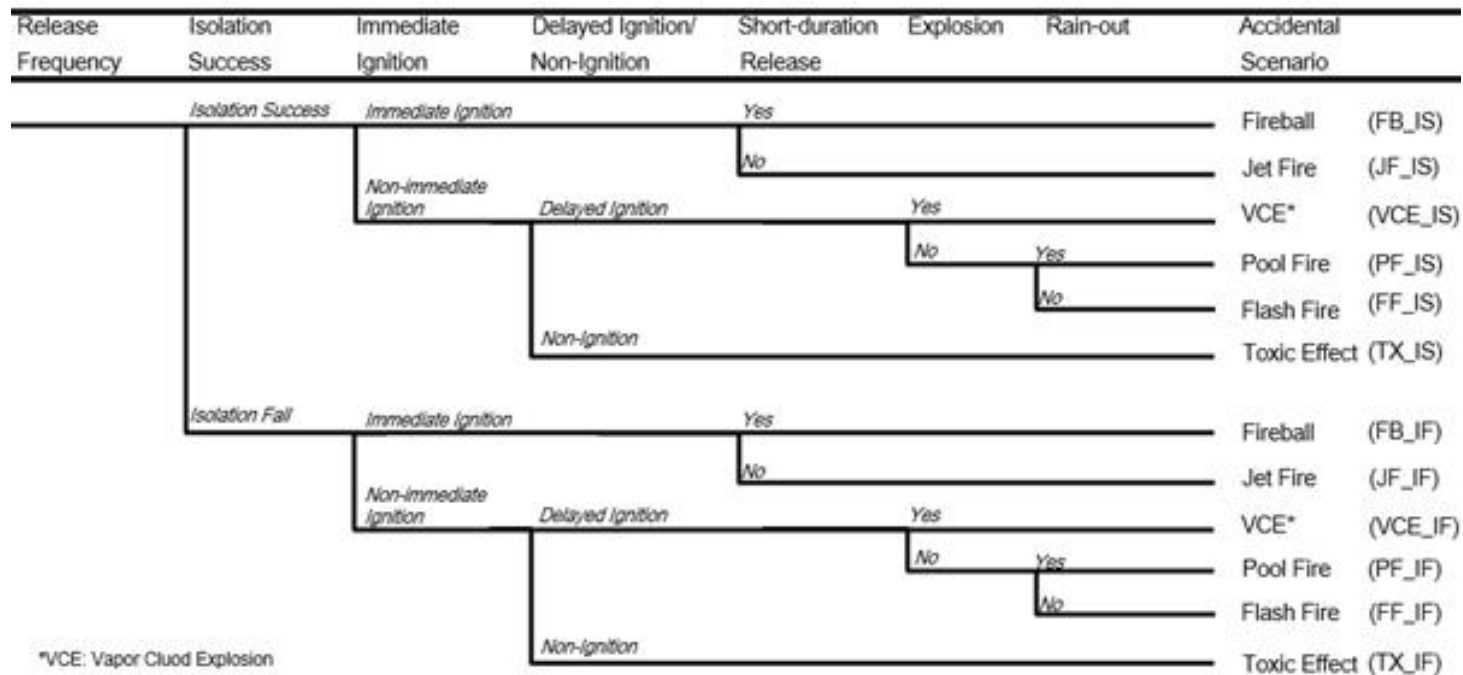
최종 결과의 빈도수를 추산하게 된다. 본 연구에서는 “Isolation Success” 노드를 구조 맨 앞에 위치시켜 긴급차단시스템의 위험도에 대한 영향을 강조하였다. 또한 즉각 점화의 경우 “단기누출시간(Short release duration)” 조건을 20초 이내로 추가하여 해당 기준을 만족하는 경우 파이어볼(Fire ball) 효과가 추가적으로 일어나도록 하였다.

각 노드에서의 조건부 확률은 DNV PHAST v6.7의 누출원 모델에 의한 누출 유량(kg/s)과 아래의 합리적인 가정들을 바탕으로 계산하여 <Table 6>에 정리하였다.

- 점화 확률(Ignition probability)는 단순 셀 함수(Simple cell function formula)²⁴⁾를 이용하여 누출 유량과 시나리오 유형에 대한 상관관계를 바탕으로 결정한다.
- 즉각 점화(Immediate ignition)의 확률은 기상 누출의 경우 0.5, 액상 누출의 경우 0.3으로 계산하고, 지연 점화(Delayed ignition)은 1에서 즉각 점화의 값을 뺀 나머지로 결정한다.
- 폭발 확률은 낮은 누출 유량(<1kg/s)의 경우 0.04, 높은 누출 유량(1~50kg/s)의 경우 0.12로 결정한다.
- 긴급차단시스템의 성공 확률은 누출 홀 사이즈의 규모(10mm, 50mm, 150mm, 탱크파열)에 따라 0.5, 0.75, 0.9, 1로 각각 결정한다.

<Table 5> 누출 시나리오별 장치 실패율 빈도수

Unit	Scenario no.	Scenario category	Event Frequency (1/yr)
P_01	1	Small hole (10mm)	2.81E-2
	2	Medium hole (50mm)	3.69E-2
	3	Large hole (150mm)	1.97E-2
P_02	4	Small hole (10mm)	1.74E-2
	5	Medium hole (50mm)	3.28E-2
P_03	6	Small hole (10mm)	1.54E-2
	7	Medium hole (50mm)	2.94E-2
P_04	8	Small hole (10mm)	1.59E-2
	9	Medium hole (50mm)	2.41E-2
	10	Large hole (150mm)	8.83E-4
P_05	11	Small hole (10mm)	2.11E-2
	12	Medium hole (50mm)	3.92E-3
P_06	13	Small hole (10mm)	3.95E-2
	14	Medium hole (50mm)	7.30E-3
V_01	15	Small hole (10mm)	1.00E-4
	16	Catastrophic rupture (CAT)	5.00E-6
V_02	17	Small hole (10mm)	1.00E-4
	18	Catastrophic rupture (CAT)	5.00E-6
V_03	19	Small hole (10mm)	1.00E-4
	20	Catastrophic rupture (CAT)	5.00E-6
V_04	21	Small hole (10mm)	1.00E-4
	22	Catastrophic rupture (CAT)	5.00E-6
V_05	23	Small hole (10mm)	1.00E-4
	24	Catastrophic rupture (CAT)	5.00E-6



<Fig.6> 각 초기사건에 대한 ETA 구조

<Table 6> 누출 시나리오별 조건부 확률

Release Scenario	Release rate (kg/s)	Conditional Probability				
		Ignition	Isolation Success	Immediate Ignition	Delayed Ignition	Explosion
P_01_10mm	1.92E-01	8.79E-04	0.5	0.5	0.5	0.04
P_01_50mm	4.79E+00	1.24E-02	0.75	0.5	0.5	0.12
P_01_150mm	1.26E+01	3.19E-02	0.9	0.5	0.5	0.12
P_02_10mm	4.96E-01	1.64E-03	0.5	0.5	0.5	0.04
P_02_50mm	7.16E+00	1.83E-02	0.75	0.5	0.5	0.12
P_03_10mm	4.96E-01	1.64E-03	0.5	0.5	0.5	0.04
P_03_50mm	7.16E+00	1.83E-02	0.75	0.5	0.5	0.12
P_04_10mm	4.58E-01	1.55E-03	0.5	0.5	0.5	0.04
P_04_50mm	1.15E+01	2.90E-02	0.75	0.5	0.5	0.12
P_04_150mm	1.84E+01	4.65E-02	0.9	0.5	0.5	0.12
P_05_10mm	2.89E+00	7.63E-03	0.5	0.3	0.7	0.12

P_05_50mm	1.87E+01	4.70E-02	0.75	0.3	0.7	0.12
P_06_10mm	1.89E+00	5.12E-03	0.5	0.3	0.7	0.12
P_06_50mm	1.21E+01	3.07E-02	0.75	0.3	0.7	0.12
V_01_10mm	1.92E-01	8.79E-04	0.75	0.5	0.5	0.04
V_01_CAT*	4.00E+01	1.00E-01	0	0.5	0.5	0.12
V_02_10mm	5.33E-01	1.73E-03	0.5	0.5	0.5	0.04
V_02_CAT	2.20E+02	5.40E-01	0	0.5	0.5	0.30
V_03_10mm	1.92E-01	8.79E-04	0.5	0.5	0.5	0.04
V_03_CAT	4.00E+01	1.00E-01	0	0.5	0.5	0.12
V_04_10mm	5.33E-01	1.73E-03	0.5	0.5	0.5	0.04
V_04_CAT	2.20E+02	5.40E-01	0	0.5	0.5	0.30
V_05_10mm	1.89E+00	5.13E-03	0.5	0.3	0.7	0.12
V_05_CAT	1.60E+03	6.50E-01	0	0.3	0.7	0.30

* CAT : Catastrophic rupture

2.3 Consequence Analysis

피해영향도 분석은 사고에 의한 피해규모를 플랜트 특정 지점에서 의 화재 복사열 강도, 폭발 과압, 독성가스 농도 등을 바탕으로 추산하는 과정이다. 이러한 피해를 유발하는 물질은 크게 두 가지 그룹으로 분류된다. 먼저 가연성 물질 그룹은 즉각 화재의 경우 파이 어블, 제트 화재, 이른 풀 화재를 발생시키고 지연 화재의 경우 플 래시 화재, 늦은 풀 화재 등을 유발한다. 증기운 폭발(VCE)과 같은 폭발 피해 또한 가연성 물질에 의하며 국소 닫힌계에서 유체가 밀 집되는 조건 하에 발생한다. 본 연구에서 다루는 시스템의 경우 대 부분의 유체가 탄화수소(C1~C9)로 가연성이기 때문에 이와 같은 화재 및 폭발 효과가 전체 피해에 차지하는 비중은 매우 지배적이 다. 이 외에 독성 물질 그룹은 누출 시 점화와 관계없이 사람에게 높은 농도로 오랫동안 노출시킬수록 치명적인 사망률을 유발하는데 본 시스템의 취급 독성 물질이 극미한 농도의 황화수소(H₂S)이므 로 긴급차단시스템이 실패하는 최악의 경우에도 결과적으로 해당 피해효과는 무시 가능하였다.

피해영향도 분석은 <Table 5>의 시나리오에 대해 <Table 7>의 공정조건 및 누출조건(온도, 압력, 유량, 조성, 누출 규모, 누출 상 등)을 바탕으로 수행하였으며 그 결과는 아래에 정리하였다. 피해영 향도 분석 시뮬레이션은 Phast_RISK v.6.7을 사용하였다.

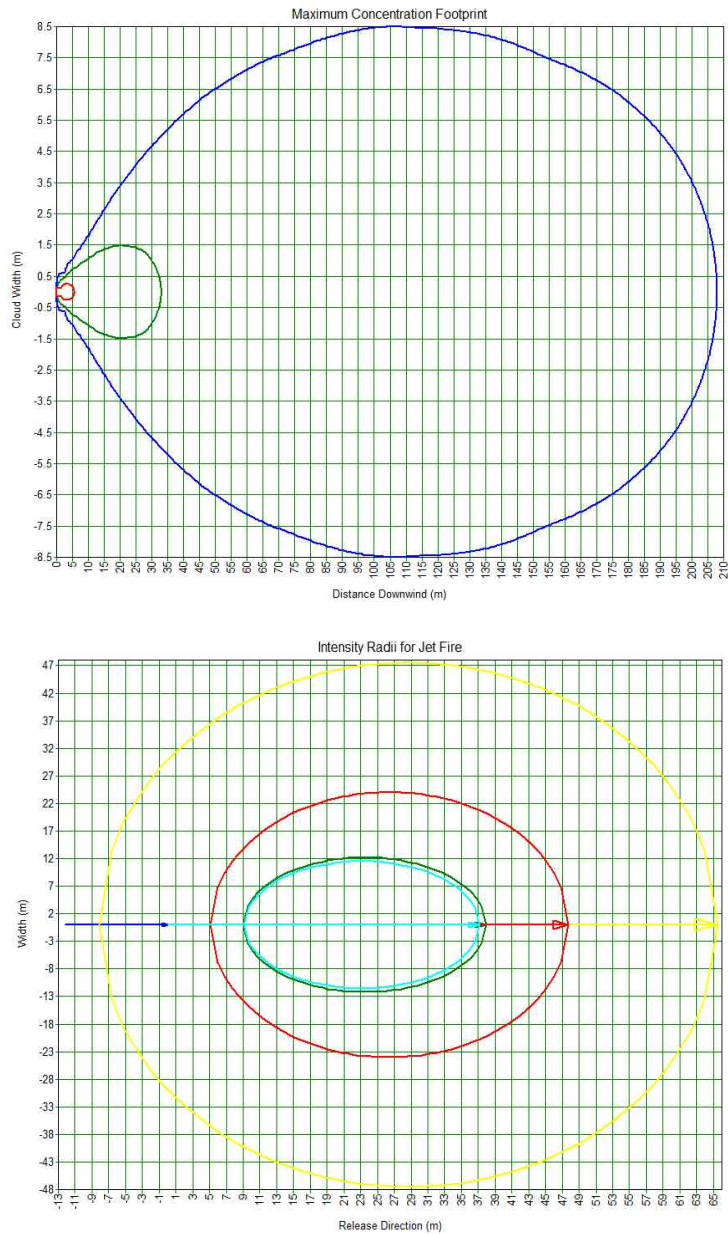
각 시나리오별로 발생 가능한 피해결과는 누출되는 상에 따라 결 정되며, 피해의 정도는 운전 조건과 누출 규모 등에 영향을 받는다. 피해영향도 분석에는 빈도수 분석이 포함되지 않고 발생 가능한 피 해결과에 대해 모두 계산하기 때문에, 본 논문에서는 각 시나리오별

로 핵심적인 피해결과에 대해서만 도시하였다. 이에 따라 증기상으로 누출되는 P_01~04, V_01~04(CAT 제외) 장치의 각 시나리오는 기상 확산 및 점화를 잘 나타낼 수 있는 “최대농도등고선 (blue:6.8E3/green:3.4E4/red: 1.5E5ppm)” 과 “복사열강도 (yellow:4/red:12.5/green:35/skyblue:37.5kW/m2)” 를 도시하였고, 액상으로 누출되는 P_05~06, V_05(CAT 제외) 장치의 각 시나리오는 액상의 풀 형성을 잘 드러낼 수 있는 “풀 반경 (blue/green(avg))” 과 “풀 화재의 치사율 등고선(sky blue:1/red:10/yellow:40/green:80/blue:100%)을 <Fig.7-17>에 도시하였다.

<Table 7> 각 장치의 운전조건 및 누출조건

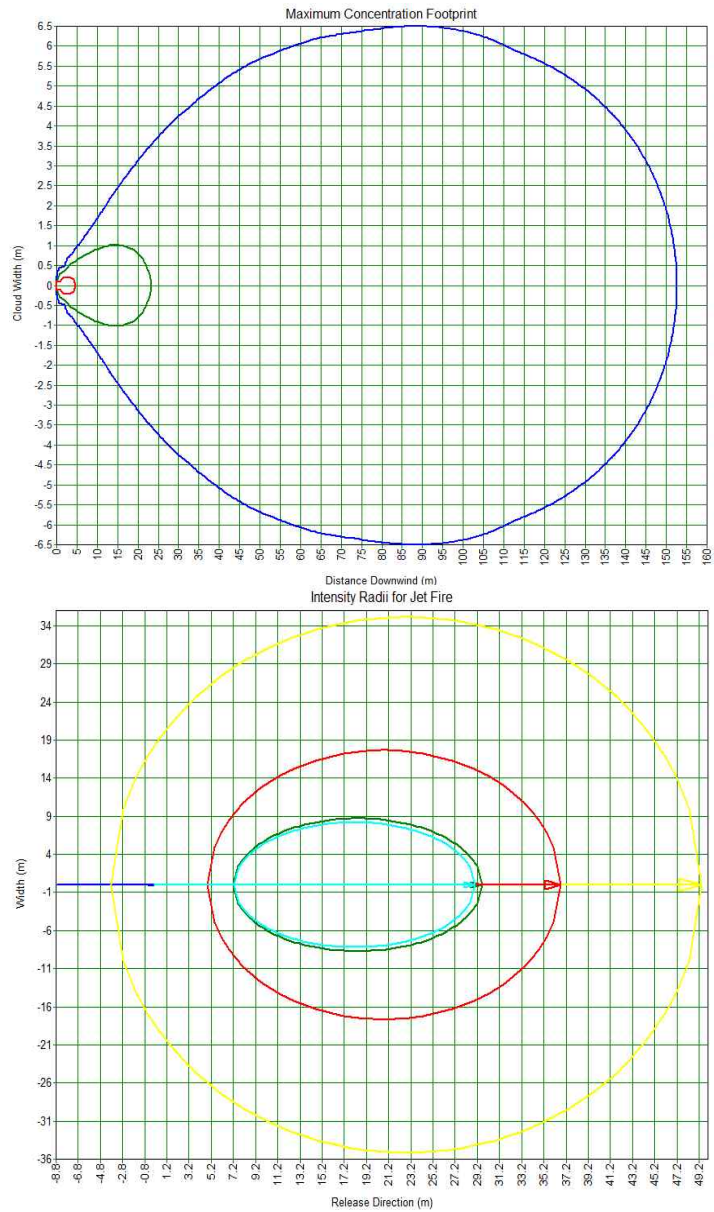
Equipment			Pipeline						Vessel				
		GTU	P_01	P_02	P_03	P_04	P_05	P_06	V_01	V_02	V_03	V_04	V_05
Cause			Pipeline Leakage, Full-bore rupture						Vessel Leakage, Catastrophic rupture				
Process condition	P	Barg	13.3	35.7	35.7	34.2	34.7	12.0	13.4	34.8	13.4	34.8	11.9
	T	C	65.0	147.6	147.6	79.8	34.8	27.3	65	35	65	35	27
	F	Ton/h	47	23	23	42	3	2	-	-	-	-	-
	S	kg	-	-	-	-	-	-	38	220	38	220	1597
Molar Composition		N2	0.0086	0.0086	0.0086	0.0090	0.0004	0.0000	0.0086	0.0086	0.0086	0.0086	0.0000
		CO2	0.0053	0.0053	0.0053	0.0055	0.0015	0.0006	0.0053	0.0053	0.0053	0.0053	0.0007
		H2S	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001
		C1	0.6781	0.6781	0.6781	0.7078	0.0961	0.0120	0.6781	0.6781	0.6781	0.6781	0.2645
		C2	0.1554	0.1554	0.1554	0.1590	0.0860	0.0637	0.1554	0.1554	0.1554	0.1554	0.0608
		C3	0.0739	0.0739	0.0739	0.0722	0.1069	0.1365	0.0739	0.0739	0.0739	0.0739	0.1035
		nC4	0.0324	0.0324	0.0324	0.0286	0.1071	0.1649	0.0324	0.0324	0.0324	0.0324	0.1162
		nC5	0.0139	0.0139	0.0139	0.0098	0.0924	0.1519	0.0139	0.0139	0.0139	0.0139	0.1045
		nC6	0.0053	0.0053	0.0053	0.0024	0.0625	0.1052	0.0053	0.0053	0.0053	0.0053	0.0718
		nC7	0.0056	0.0056	0.0056	0.0026	0.0658	0.1107	0.0056	0.0056	0.0056	0.0056	0.0756
		nC8	0.0029	0.0029	0.0029	0.0008	0.0429	0.0726	0.0029	0.0029	0.0029	0.0029	0.0495
		nC9	0.0021	0.0021	0.0021	0.0003	0.0373	0.0634	0.0021	0.0021	0.0021	0.0021	0.0431
		H2O	0.0163	0.0163	0.0163	0.0018	0.3010	0.1184	0.0163	0.0163	0.0163	0.0163	0.3477
Discharge phase		Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Liquid	Liquid	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Liquid	
Hole diameter(mm)		10, 50 150						10, Catastrophic rupture					

P_01_150mm



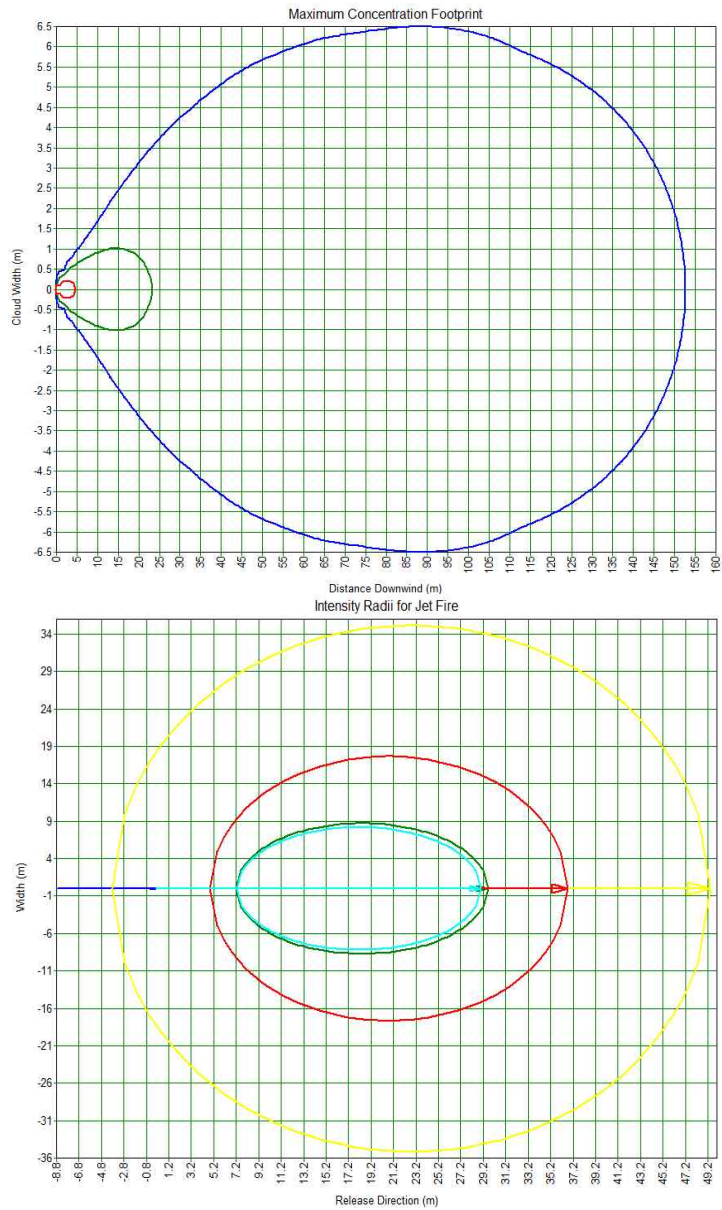
<Fig.7> Consequence for Scenario P_01_150mm

P_02_50mm



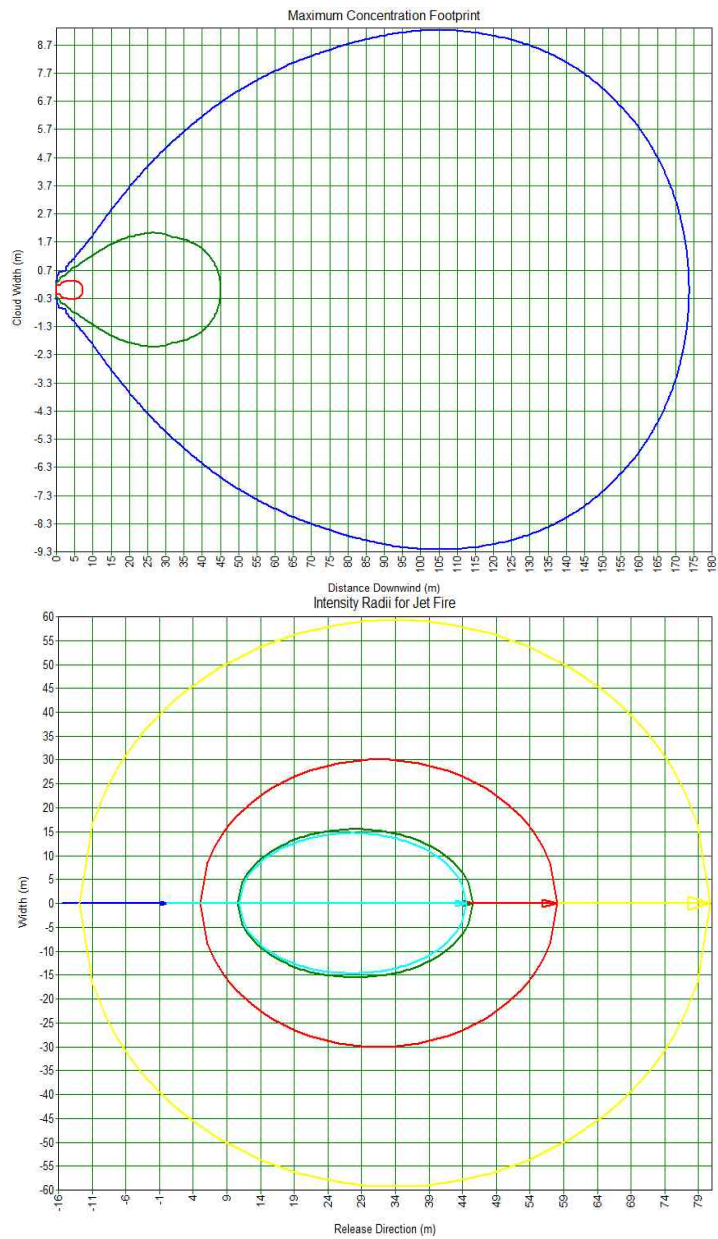
◁Fig.8▷ Consequence for Scenario P_02_50mm

P_03_50mm



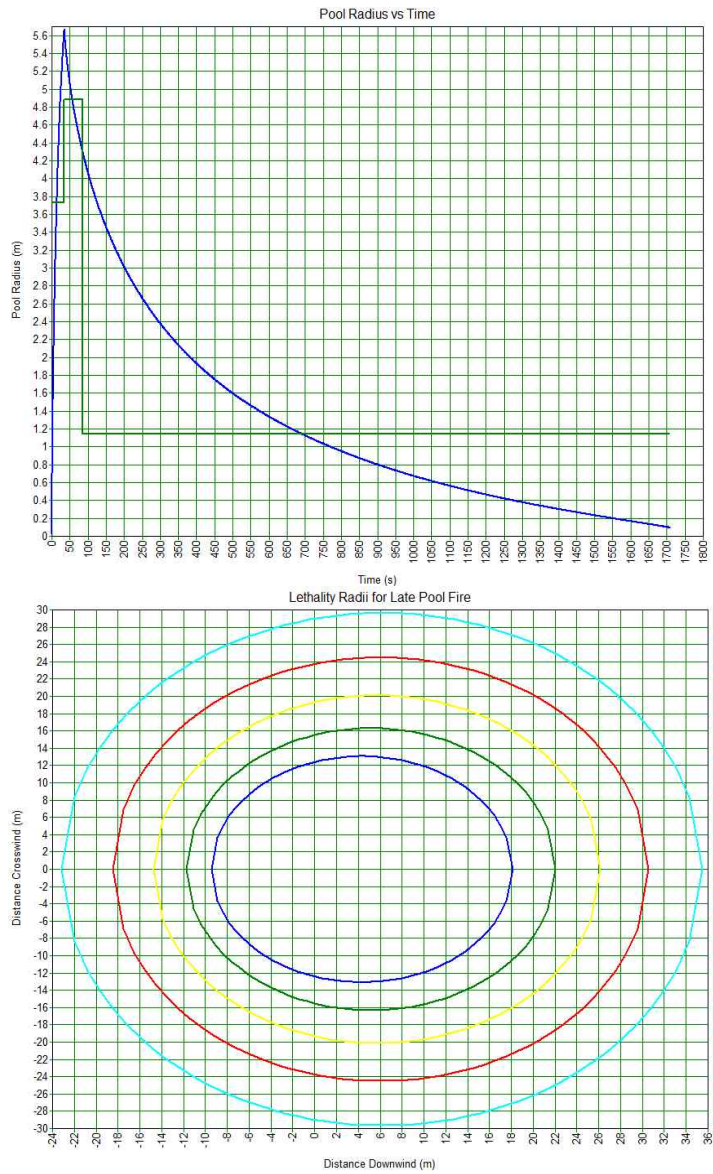
<Fig.9> Consequence for Scenario P_03_50mm

P_04_150mm



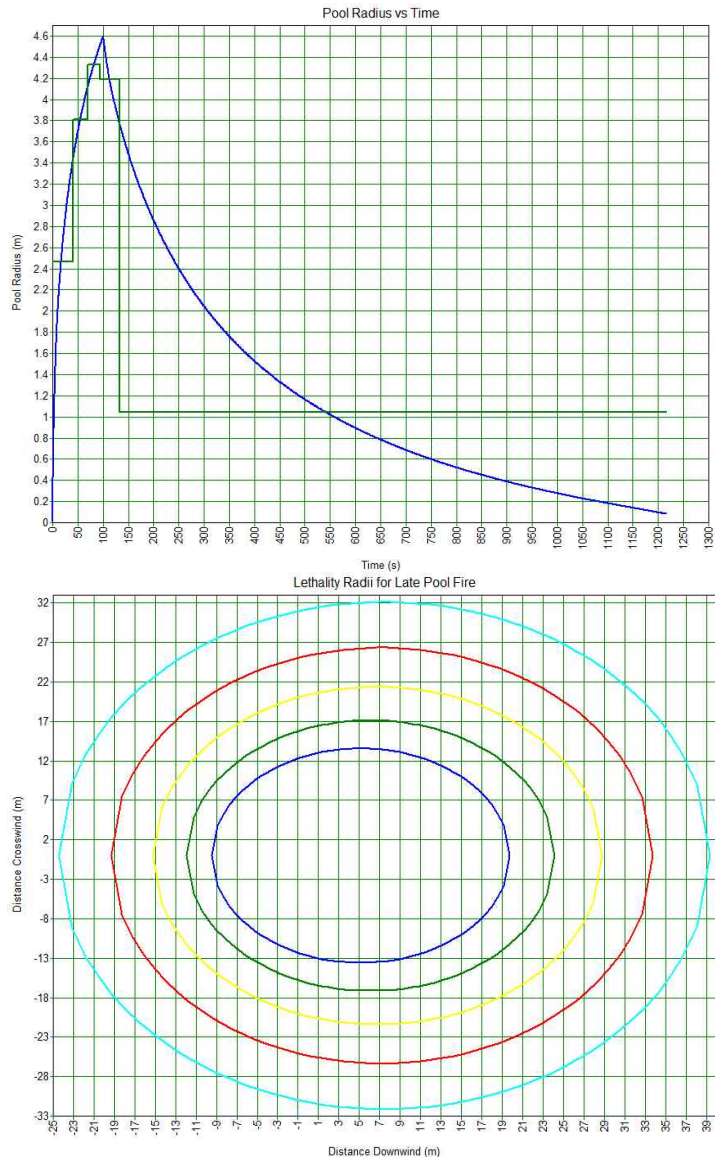
<Fig.10> Consequence for Scenario P_04_150mm

P_05_50mm



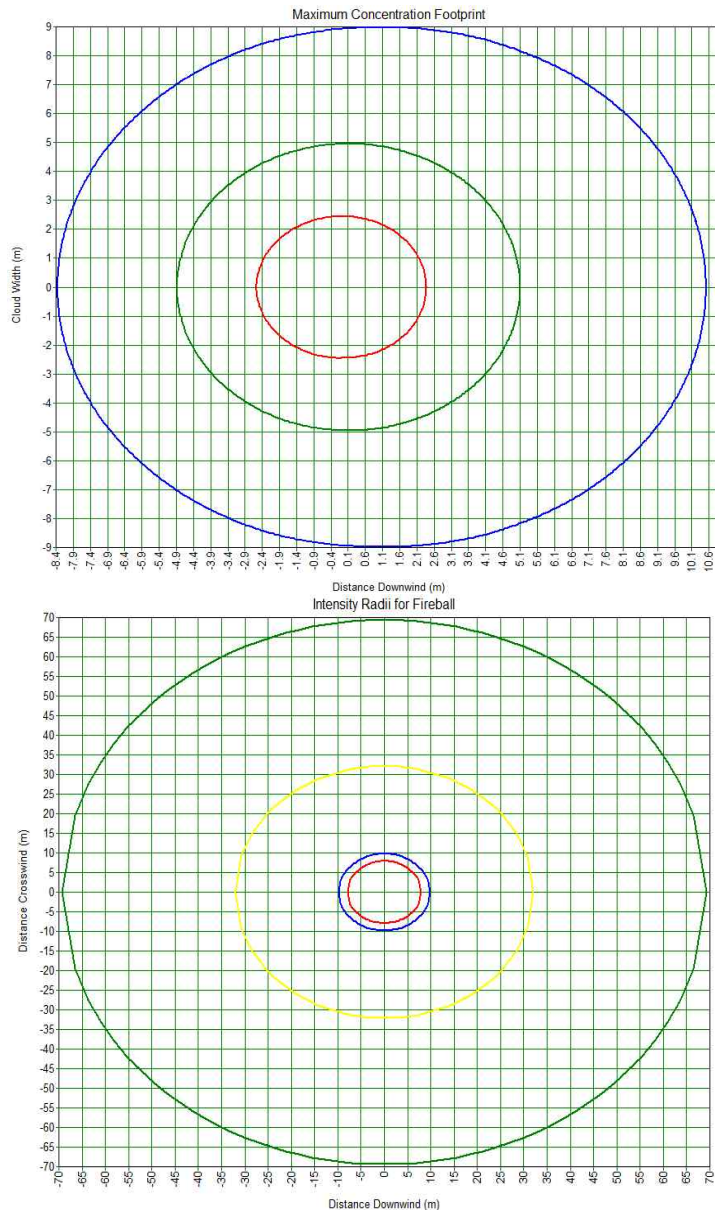
<Fig.11> Consequence for Scenario P_05_50mm

P_06_50mm



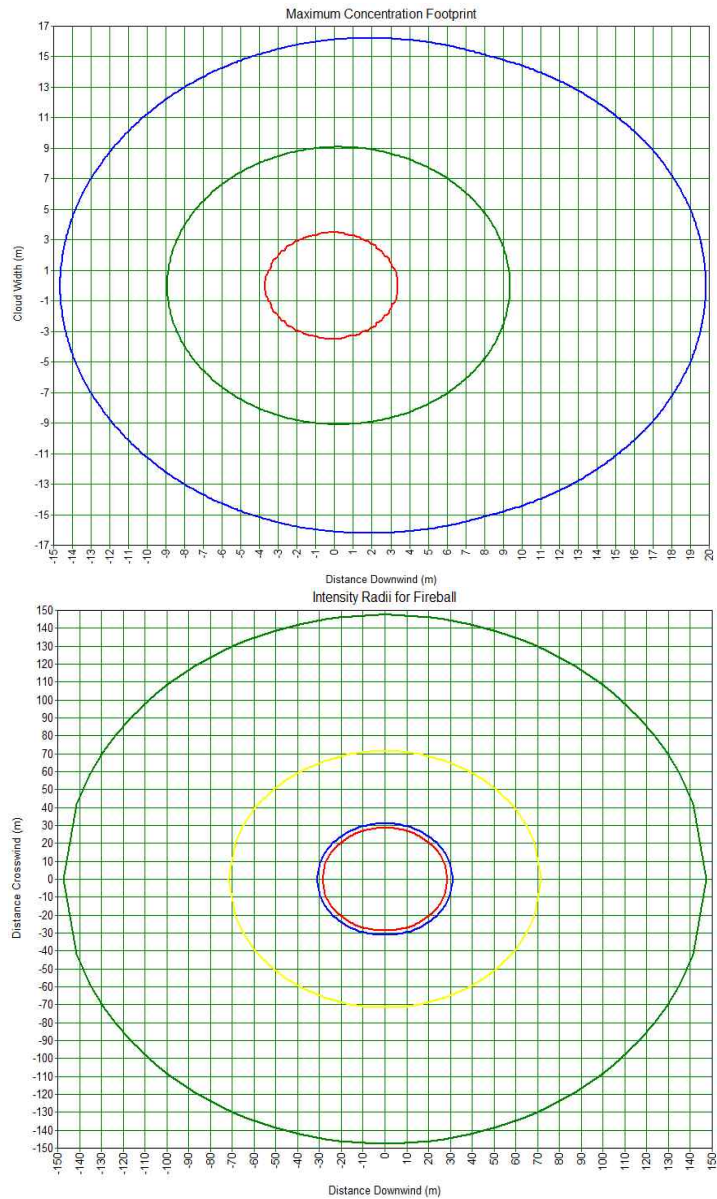
<Fig.12> Consequence for Scenario P_06_50mm

V_01_CAT (Fireball-green:4/yellow:12.5/blue:35/red:37.5
kW/m²)



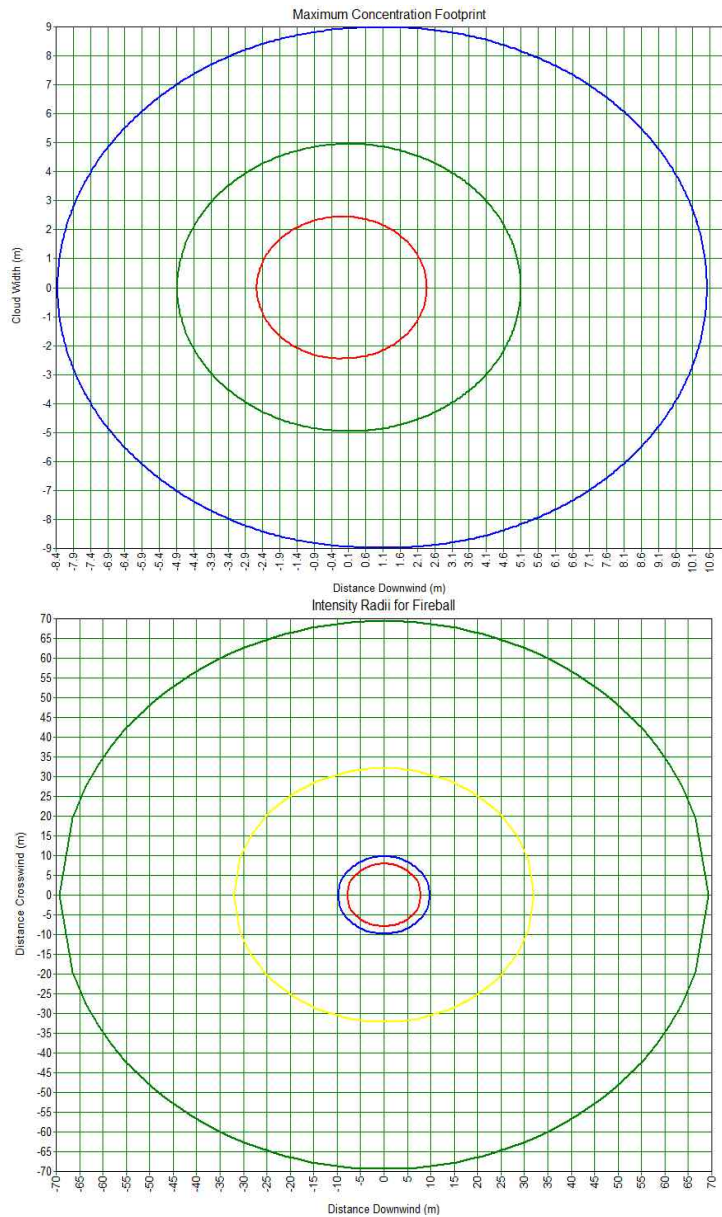
<Fig.13> Consequence for Scenario V_01_CAT

V_02_CAT (Fireball—green:4/yellow:12.5/blue:35/red:37.5
kW/m²)



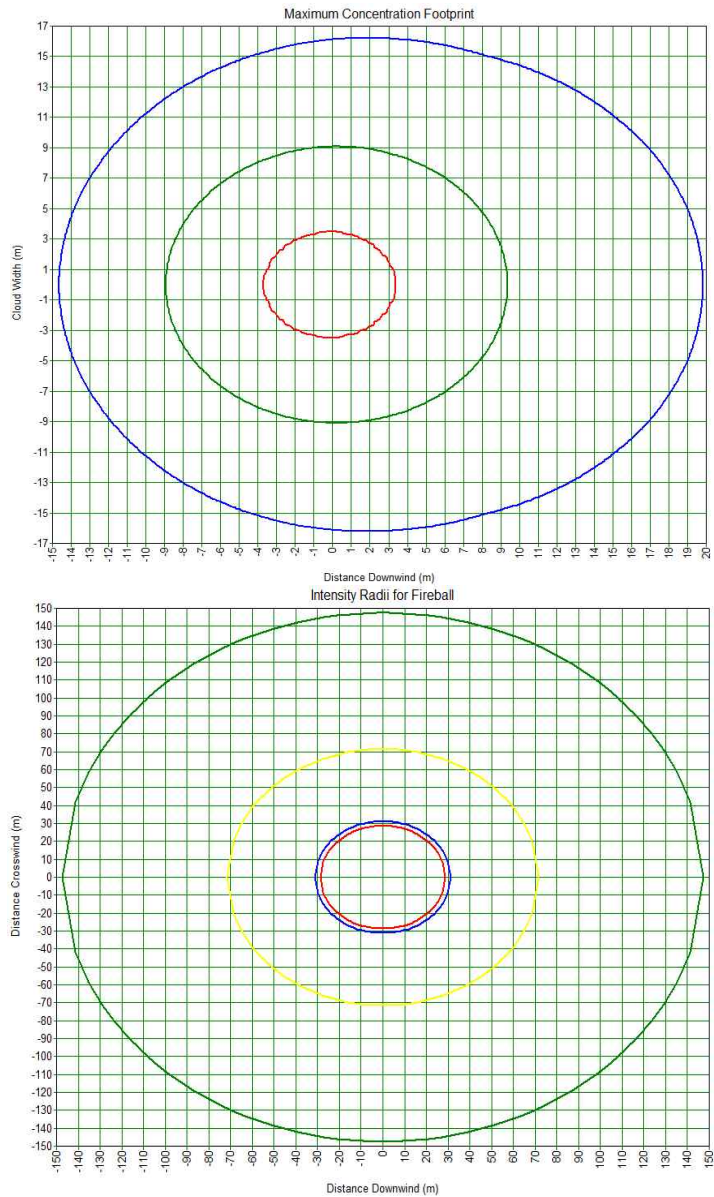
<Fig.14> Consequence for Scenario V_02_CAT

V_03_CAT (Fireball-green:4/yellow:12.5/blue:35/red:37.5
kW/m²)



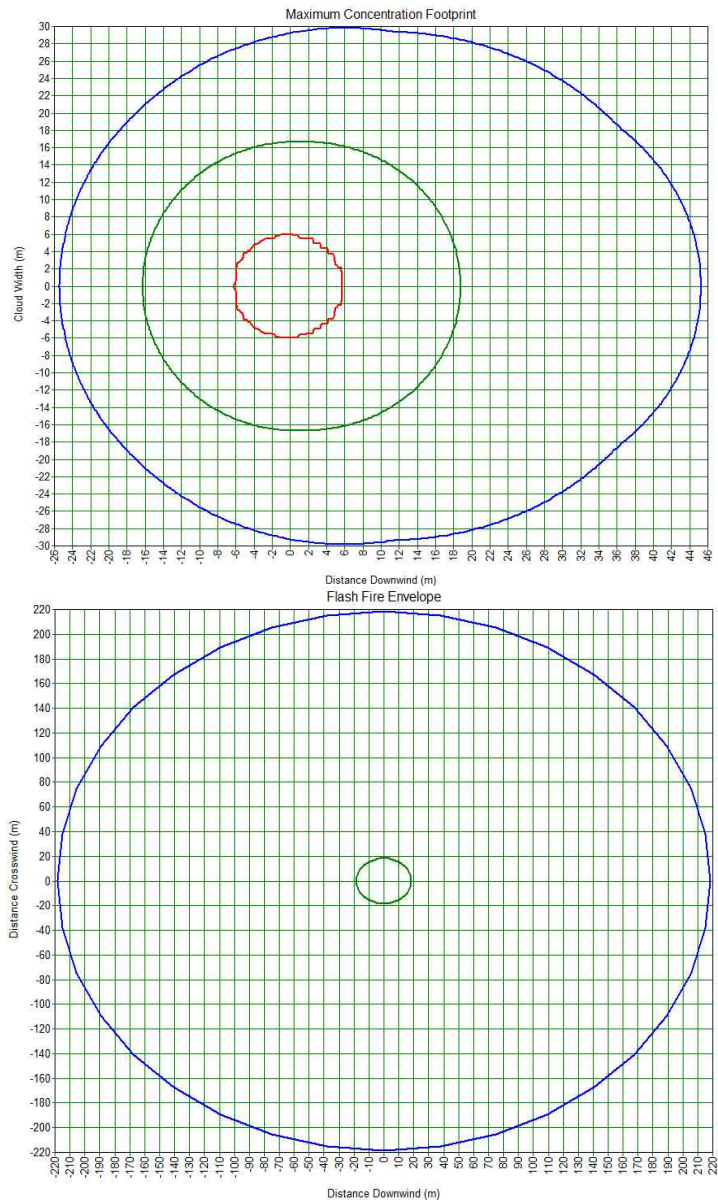
<Fig.15> Consequence for Scenario V_03_CAT

V_04_CAT (Fireball-green:4/yellow:12.5/blue:35/red:37.5
kW/m²)



<Fig.16> Consequence for Scenario V_04_CAT

V_05_CAT (Flash fire—blue:3E3/green:1.5E4 ppm)



<Fig.17> Consequence for Scenario V_05_CAT

2.4 상용 시뮬레이터를 사용한 정량적 위험성 평가 결과

위험에 대한 주요 인자 정의, 빈도수, 피해영향도 분석 결과를 바탕으로, 위험도는 PHAST_RISK v.6.7 프로그램의 내장 모델을 바탕으로 정량화될 수 있다. 입력 변수는 각 장치의 운전 조건과 해당 지역의 평균 기상데이터, 그리고 플랜트 내의 작업자(Control room/Field) 밀도 데이터 등이 있다.

GTU 레이아웃 내의 개인적 위험 등고선 및 사회적 위험의 F-N 곡선은 <Fig.18>, <Fig.19>에 각각 도시하였다. 식 (1)과 (2)²⁵⁾에 의해 계산된 개인적 위험 등고선의 결과 대부분의 GTU 영역이 파란색(1E-3: ALARP 상한)과 붉은색(1E-5: ALARP 하한) 곡선 사이에 분포하여 개인적 위험의 기준에서 허용 가능한 결과를 얻었다.

$$IR_{x,y} = \sum_{i=1}^N IR_{x,y,i} \quad (1)$$

$$IR_{x,y,i} = F_i \times P_{fi} \quad (2)$$

$IR_{x,y}$ 는 (x,y) 지점에서의 연간 개인적 위험[1/yr], $IR_{x,y,i}$ 는 (x,y) 지점에서의 시나리오i에 의한 연간 사망률[1/yr], N은 시나리오 개수, F_i 는 시나리오i의 연간 발생 빈도수[1/yr], P_{fi} 는 해당 지점에서 시나리오i에 의해 사망이 일어나는 확률[1/yr]이다.

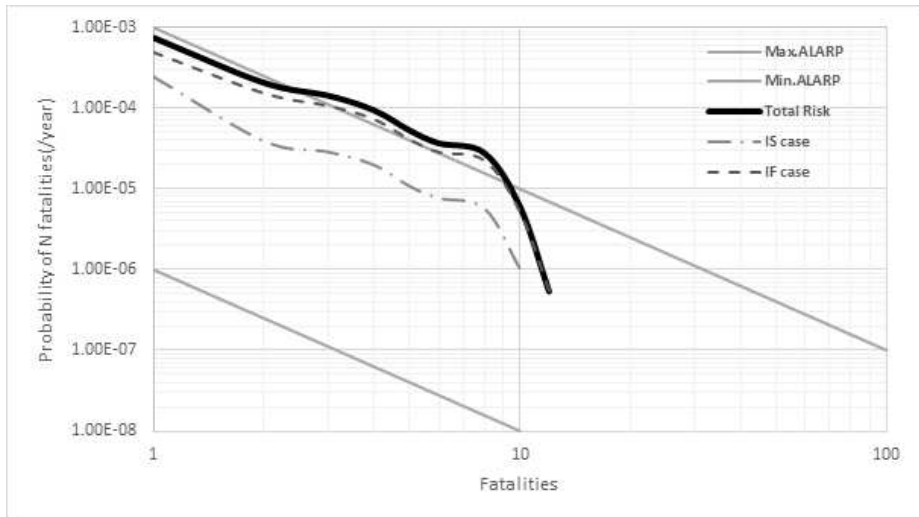
그러나 F-N 곡선에 나타난 사회적 위험의 경우, 사망자 2명 이상에서 곡선이 ALARP 상한을 초과하여 해당 위험도가 허용 가능하도록 감소시킬 수 있는 적절한 조치가 필요하였다. 그래프에서 전체 위험도는 IS와 IF 위험도를 합한 값이 되는데, 본 시스템에서는 IF 경우가 낮은 확률에도 불구하고 높은 피해영향도로 인해 전체 위험도에 차지하는 비중이 훨씬 높음을 확인할 수 있었다. 이에 따라 추후 적용할 위험 감소 과정의 주요 표적이 IF에 의한 시나리오가 될 것을 예상할 수 있었다.

계산된 전체 위험도를 바탕으로 모든 사고 시나리오 중 해당 위험도에 가장 큰 비중을 차지하는 위험 감소 표적 대상을 선별하기 위해 위험도의 적분값(\int 확률 \times 사망자수)을 시나리오별로 계산하여 <Fig.20>와 <Table 8>에 수록하였다. 그 결과 위험도가 가장 큰 것은, P_06 파이프라인에서 소규모 홀(10mm)의 누출이 일어나고 긴급차단시스템이 실패(IF)하는 시나리오이며 위험도 값이 연간 $3.04E-4$ 으로 전체 사회적 위험도의 21.6%를 차지하였다. 해당 사고 시나리오의 주요한 피해결과는 <Table 9>에 정리된 것과 같으며 가장 위험한 것은, 지속적인 누출 시 레인아웃 현상에 의한 플래시 화재와 풀 화재(Continuous Release with Rainout Delayed Flash Fire and Pool Fire Effects, CRDFFP)로서 전체 사회적 위험도의 18.89%를 차지하였다. 이는 위험 감소 프로세스가 P_06 파이프라인에서의 플래시 화재와 풀 화재를 억제시키고 긴급차단시스템의 성공률을 높이는 방향으로 진행되어야 함을 의미하였다. 본 연구에서는 공정 설계 변경과 긴급차단시스템의 고도화의 두 가지 위험 감소 방법을 적용하여 위험도를 관리하였다. 현재 위험 감소 방법론은 그 표준이 체계적으로 정립되어 있지 않으므로 본 연구에서 정한 두 가지 방법 이외에 살수장치(Water sprinkler device)나 통기 시스템(Venting system) 등 화재 방지 시스템(Fire Protection System, FPS) 고도화나, 위험 완화 측면에서 프로그램 가능 논리 제어 장치(Programmable Logic Controller, PLC) 바탕의 안전 계장 시스템(Safety Instrumented System, SIS) 고도화 등도 위험 감소 방법으로 적용할 수 있다. 그러나 본 연구에서 제안한 위험기반의 화학공정 안전관리 시스템의 경우 앞서 정량적 위험성 평가를 수행한 결과를 바탕으로 전체 위험도에 가장 큰 비중을 차지하는 시나리오를 억제하기에 투자대비 효과가 가장 큰 방법을 선정하는 것이 필요하였고, 그에 따라 공장의 안전성을 보다 근본적으

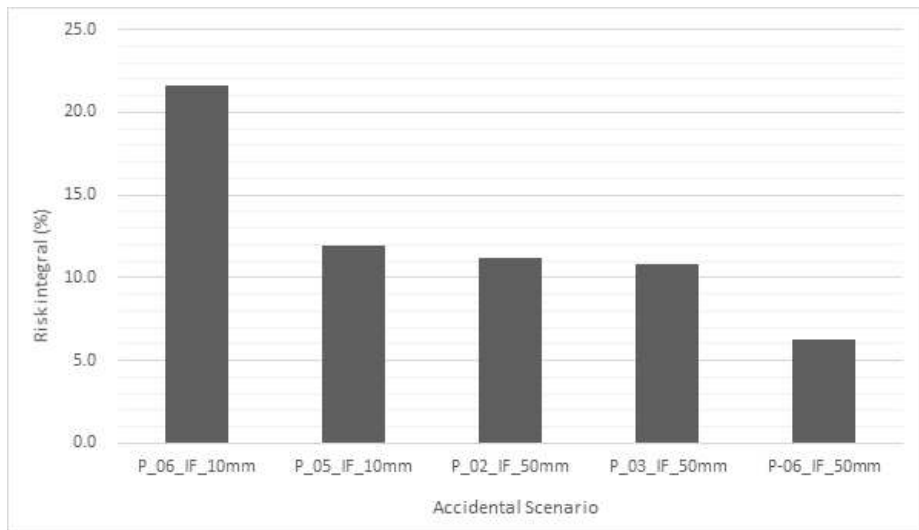
로 고취하기 위해 공정 설계 변경과 긴급차단시스템 고도화를 적용하도록 하였다.



<Fig.18> 개인적 위험 등고선



<Fig.19> 사회적 위험의 F-N 곡선



<Fig.20> 위험 적분값의 상위 5순위 시나리오

<Table 8> 주요 누출 시나리오

	Risk Integral (per year)	Percent (%)	Accumulated Percent (%)
P_06_IF_10mm	3.04E-04	21.6	21.6
P_05_IF_10mm	1.68E-04	12.0	33.6
P_02_IF_50mm	1.57E-04	11.2	44.8
P_03_IF_50mm	1.52E-04	10.8	55.6
P_06_IF-50mm	8.81E-05	6.3	61.9
Total risk integral	1.41E-03	100.0	100.0

<Table 9> P_06_10mm 시나리오의 주요 피해결과

P_06_IF_10mm				
Outcome	Risk Integral (per year)	Pipe #	Sum	Percent
CRIHJP*	5.51E-07	2	1.10E-06	0.08
CRDFFP**	1.33E-04	2	2.66E-04	18.89
CRDFXP***	1.82E-05	2	3.63E-05	2.59
Total	1.52E-04	2	3.04E-04	21.56

* CRIHJP : Continuous release with rainout immediate horizontal
jet fire & pool fire effects

** CRDFFP : Continuous release with rainout delayed flash fire
and pool fire effects

*** CRDFXP : Continuous release with rainout delayed flash fire
and explosion effects

3. 위험성 감소를 위한 공정 설계 변경

3.1 설계 시 고려 사항

P_06 파이프라인은 3상 분리기(V_05)에서 원유 안정화 트레인으로 이어지는 탄화수소 액체 스트림으로 운전 압력은 12.0barg로 유지된다. 해당 압력은 증기, 탄화수소 액체, 수성(aqueous) 액체 간의 상평형(VLLE)에 영향을 주어 온도, 조성, 각 상의 유량을 결정한다. 낮은 압력일수록 탄화수소 액체 스트림의 유량 및 static inventory가 감소하며 이는 파이프라인의 잠재 위험도를 낮추게 된다.

누출 시나리오 발생 시, 파이프라인과 대기 간의 압력 차이는 홀 오리피스에서의 분출 속도를 좌우하며 이는 ETA에서 세웠던 가정들에 의해 점화 및 폭발 확률과 직접적으로 연관된다. 압력 차이는 또한 누출 된 액체의 대기로의 기화되는 정도(extent of flashing)를 결정하여 이로 인해 유발되는 피해결과(폴 화재, 제트 화재, 플래시 화재)들의 피해영향 정도에 영향을 준다. 열역학적으로 높은 압력 차이는 액상의 기화정도를 증가시켜 제트 화재와 플래시 화재의 영향을 악화시키는 반면 액상의 양이 줄어들어 폴 화재의 위험도를 낮춘다.

앞 장에서의 정량적 위험성 평가 결과에 의해 결정된 위험 감소 표적 피해결과는 주로 플래시 화재와 폴 화재였다. 플래시 화재는 가연성 증기와 공기 혼합물의 연소로 인해 발생하는 반면, 폴 화재는 가연성 액체가 누출 홀에서부터 폴을 형성하고 여기서 점화가

일어날 때 유발된다. 따라서 3상 분리기(V_05)의 운전 압력을 변화시키면 해당 성분들의 상평형(VLLE)과 각각의 피해결과에 영향을 변화시켜 해당 파이프라인(P_06)에서의 위험도를 감소시킬 수 있을 것이라 예상할 수 있다.

압력 변화를 주기 전에, 하단의 공정 조건(specification)에 큰 영향을 주지 않도록 실현적인 운전 압력 범위를 결정해야 하며, 해당 범위 내에서 3상 분리기(V_05) 유출 스트림(outlet stream)의 운전 조건이 기존 값에서 크게 변화하지 않아야 한다.

13.3barg로 운전되는 Fuel gas suction scrubber(V_01&03)에서 감압 후 유입된 2개의 액상 스트림과, 34.7barg로 운전되는 HP fuel gas discharge scrubber(V_02&04)에서 마찬가지로 감압 후 유입된 2개의 액상 스트림이 하나의 스트림으로 합쳐져 12.0barg의 3상 분리기(V_05)에 유입되므로, 압력 범위의 상한 값은 12.0barg로 결정하였다(original condition). 또한 V_05에서 탄화수소 액체를 증기로 너무 많이 유실하지 않고, 너무 낮은 운전 온도를 방지하기 위해 압력 범위의 하한 값은 0.5barg로 결정하였다.

또한 V_05에서 원유 안정화 트레인으로 유입되기 전 탄화수소 액체와 수성 액체 의 고정 압력 조건이 각각 5.5barg와 1.5barg로 유지되어야 한다. 따라서 만약 압력 조건을 1.5barg보다 낮게 변경한다면 탄화수소 액체와 수성 액체 스트림은 모두 기존 고정 압력 조건을 맞추기 위해 펌프를 통해 가압되어야 한다.

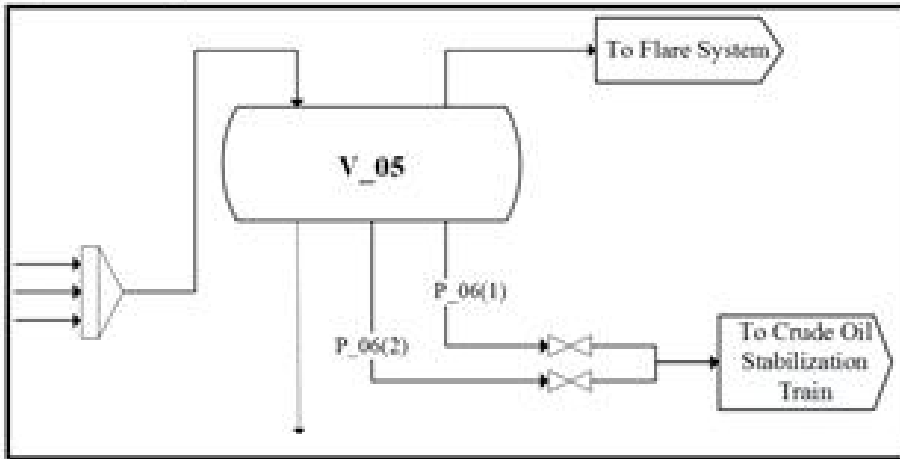
3.2 설계 변경 결과

설계 변경 과정에서 3상 분리기(V_05)의 압력은 해당 사회적 위험도(F-N 곡선)가 허용 가능한 ALARP 영역 이하에 위치하도록 압력을 변화시켰다. 상평형(VLLE)과 그에 따른 물성치 값들은 Aspen HYSYS V.8.4의 Peng-Robinson 상태방정식 모델을 바탕으로 계산하였다. 설계 변경에 의한 공정 시뮬레이션 결과는 <Fig.21>, <Fig.22>과 <Table 10>에 정리하였고, P_06_10mm 시나리오의 피해영향도 분석은 <Fig.23>, <Fig.24>와 <Table 11>에 나타내었다. 플래시 화재 영향은 새로운 운전 조건인 0.52barg에서 감소된 액체 유량과 static inventory로 인해 현저히 감소하였다. 반면 풀 화재 영향은 서로 상쇄되는 두 효과에 의해 거의 변화가 없었다. 먼저 낮은 운전 압력은 대기와의 압력 차이를 감소시키므로 액상의 기화정도를 낮추어 풀을 더 크게 형성할 수 있으나, 3상 분리기(V_05)에서의 VLLE에 의해 P_06으로 흐르는 탄화수소 액체의 유량을 감소시키므로 실제 누출되는 양이 감소하였기 때문이다.

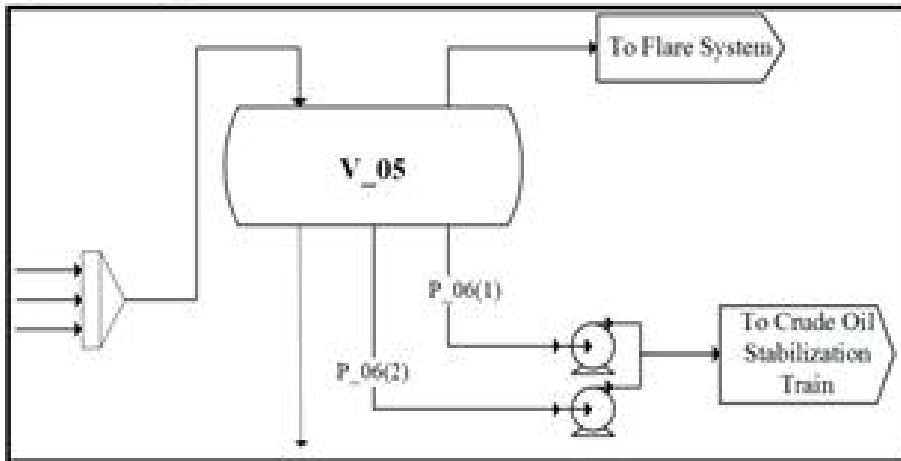
결과적으로 P_06_10mm 시나리오의 피해영향도가 변경된 조건에서 감소하였다. 변경된 압력에 의해 3상 분리기(V_05)의 증기 유량이 증가되었으나 그 상대적인 변화량이 적어서 생산물의 조건에 영향을 주지 못하였고, 발생한 증기는 플레어 시스템으로 안전하게 배출될 수 있었다.

또한 해당 압력 조건에서는 누출 시나리오 발생 시, 홀 오리피스 상에서 파이프라인과 대기와의 압력 차이가 낮아짐에 따라 분출되는 속도 및 유량이 감소하였고 이에 따라 <Table 12>와 같이 ETA에서의 점화 및 폭발 확률이 모두 감소하였다.

변경된 조건에 의한 공정 시뮬레이션 결과와 다시 계산된 빈도수 데이터를 이용하여 앞 장에서와 마찬가지로 정량적 위험성 평가 시뮬레이션을 수행하여 <Fig.25>와 같이 두 압력 조건에 대한 사회적 위험도를 F-N 곡선으로 비교 도시하였다. 결과적으로 해당 위험도는 ALARP 영역에 위치시킬 수 있었으며, 전체 위험도 적분값이 연간 $1.41\text{E}-3$ 에서 $1.02\text{E}-3$ 로 27% 감소함을 계산해볼 수 있었다.



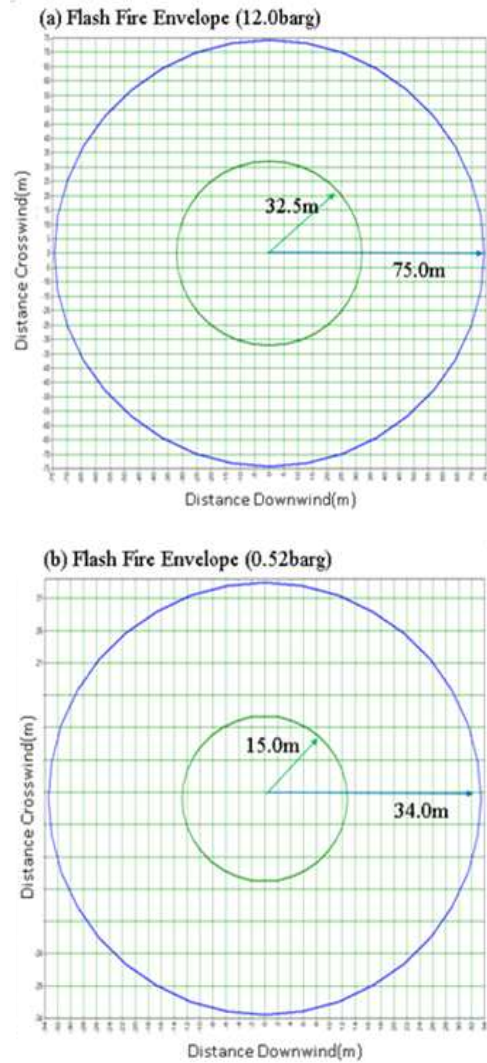
<Fig.21> 3상 분리기(V_05)의 12.0barg에서의 공정 흐름도



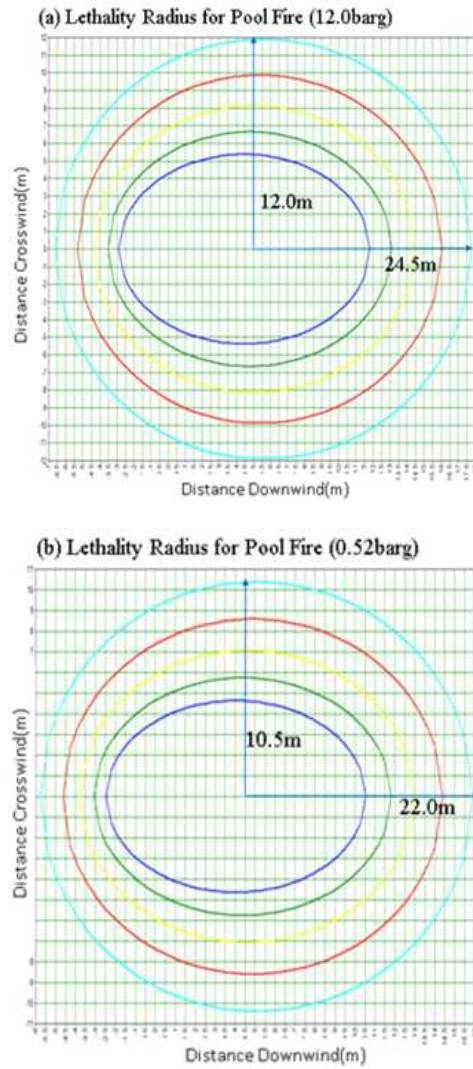
<Fig.22> 3상 분리기(V_05)의 0.52barg에서의 공정 흐름도

<Table 10> P_06의 스트림 정보 및 Static Inventory

	Existing condition	Modified condition
Pressure (barg)	12.00	0.52
Temperature (℃)	27.56	3.31
Mass flow rate (kg/h)	2,287	1,879
Gas density (kg/m ³)	14.8	2.5
Liquid density (kg/m ³)	617.8	671.3
IS inventory (kg)	268	236
IF inventory (kg)	1,221	1,019



<Fig.23> P_06_IF_10mm Flash Fire 시나리오의 피해영향도 분석



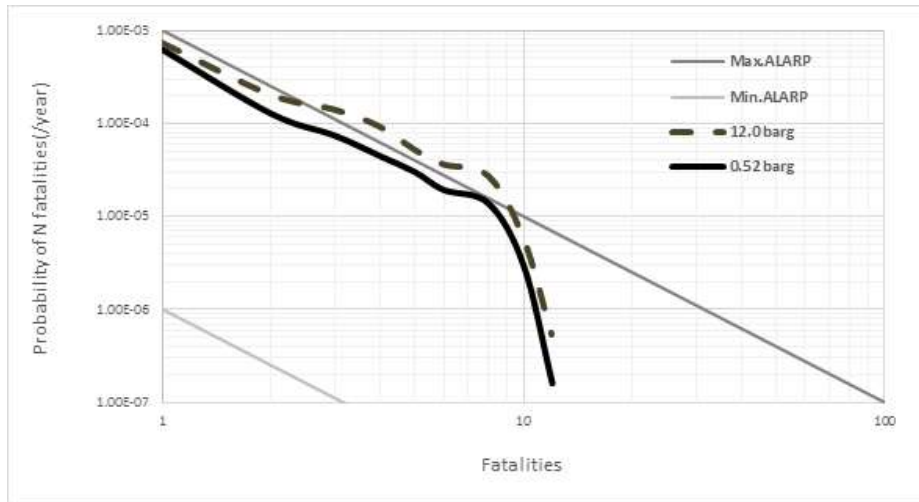
<Fig.24> P_06_IF_10mm Pool Fire 시나리오의 피해영향도 분석

<Table 11> 각 운전 조건에서 P_06_IF_10mm 시나리오의 피해영향도 분석

Outcome	Lethality (%)	Color	Operating pressure			
			12.0barg		0.52barg	
Flash Fire			Radius(m)			
	100(LFL)	Green	32.5		15.0	
	50(LFL Frac)	Blue	75.0		34.0	
Pool Fire			Downwind	Crosswind	Downwind	Crosswind
	100%	Blue	15.0	5.5	13.0	5.0
	80%	Green	16.5	7.0	15.0	6.0
	40%	Yellow	19.0	8.0	16.5	7.0
	10%	Red	21.5	10.0	19.0	9.0
	1%	Sky Blue	24.5	12.0	22.0	10.5

<Table 12> 각 운전 조건에서 P_06_IF_10mm 시나리오의 빈도수
분석

Operating Pressure	Release Rate (kg/s)	Ignition Probability	Explosion Conditional Probability
12.0barg	1.89E+00	5.12E-03	0.12
0.52barg	4.25E-01	1.46E-03	0.04



<Fig.25> 각 운전 조건에서의 사회적 위험도(F-N 곡선)

3.3 설계변경 적절성 평가

본 연구에서는 삼상분리기의 운전압력을 12barg에서 0.52barg로 감압함으로써 탄화수소 액체의 양을 줄이고, P_06 장치의 위험도를 현저히 감소시킴으로써 공장이 원하는 위험도 범위 내에 들 수 있도록 하였다. 이와 동시에 해당 설계 변경 결과가 GTU 공정의 전·후단 공정에 미치는 영향을 정량적으로 확인할 필요가 있다.

먼저 삼상분리기(V_05)의 전단공정을 살펴보면, Liquid Knock-out을 위한 2개의 Suction scrubber(V_01, V_03)와 heavy hydrocarbon stream을 분리하기 위한 2개의 Discharge scrubber(V_02, V_04)에서 분리된 liquid stream 총 4개가 throttling valve를 통해 감압된 후 삼상분리기로 유입된다. 따라서 기존에 12.0bar로 감압하던 시스템을 0.52bar로 감압한다 하더라도, 공정 자체에 미치는 영향은 없다.

삼상분리기 후단공정의 경우, Vapor stream은 Flare system으로 유입되어 태워지고, Hydrocarbon liquid stream은 다시 맨 앞단의 Crude oil stabilization train으로 Recycle 되며, Aqueous liquid stream은 Water treatment system에서 처리된다. 이 수성액체 스트림은 99.9wt% 물이므로, Vapor stream과 Hydrocarbon liquid stream만 비교해도 무방하다. 설계 변경에 따른 스트림 공정 조건 변화를 정리하면 <Table 13>과 같다.

해당 변경 결과를 공정 조건 측면과 탄화수소 손실 측면으로 나누어 평가해보면 다음과 같다.

먼저 공정 조건의 측면에서, 변경 전 탄화수소 액체 스트림은 12barg에서 Throttling valve를 통해 5.5.barg로 감압된 후 Crude

oil stabilization train으로 재순환되었고, 변경 후에는 0.52barg에서 Pump를 통해 5.5barg로 가압된 후 재순환되었으므로, 후단 공정의 압력 변화는 없다. 다만, 온도가 24℃ 감소되어 3℃로 재순환되는데 적은 유량을 감안하였을 때 이는 다른 스트림들과 혼합 시 충분히 회복할 수 있는 열량 수준이다.

두 번째로 탄화수소 손실 측면에서, 표 확인 시 압력 변경 후에 Vapor stream의 유량이 2.3배 증가(주요 구성 물질은 메탄, 에탄, 프로판, 부판)하고, 이에 따라 LHV(Lower Heating Value) 및 HHV(Higher Heating Value)가 각각 3배정도 증가함을 알 수 있다. 증가량 측면에서만 보면 높은 수치이지만, 본 GTU 공정의 처리량(Capacity) 측면에서 살펴보기 위해 GTU 공정의 맨 앞단 Feed stream의 유량 및 Heating value와 비교해보면, 모두 1% 정도로 매우 미비하게 증가함을 확인할 수 있다. 따라서 본 연구에서 제안한 공정 조건 변경이 후단 공정에도 미치는 영향이 거의 없다고 판단할 수 있었다.

<Table 13> 설계 변경 전 · 후 삼상분리기의 Vapor stream 조건 변화

Stream #	119				Feed stream of GTU
	Vapor stream from V_05				
	Base case(a)	Modified(b)	$\Delta(\mathbf{b-a})$	(Δ/Feed)	
Pressure (bar_g)	12.00	0.52			14.90
Molar Flow (kgmole/h)	14.59	34.11	19.52	0.010	1938.67
Major components (kgmole/h)					
Methane	7.912	10.258	2.35	0.002	1314.743
Ethane	3.641	8.598	4.96	0.016	301.493
Propane	1.896	8.480	6.58	0.046	143.282
n-Butane	0.691	4.678	3.99	0.063	63.013
LHV (GJ)	18.17	56.21	38.04	0.017	2174.19
HHV (GJ)	19.79	60.90	41.11	0.017	2373.60

3.4 경제성 평가

변경된 운전 조건에 의해, 탄화수소 액체와 수성 액체는 하단 공정의 조건을 만족하기 위해 펌프를 이용하여 각각 5.5barg와 1.5barg로 가압되어야 한다. 이 때 두 압력 조건에서 경제적 Trade-off가 발생하는데 먼저 압력이 낮아질수록 3상 분리기 벽의 두께가 얇아져 베셀의 가격이 감소하지만, 펌프(탄화수소 액체 스트림 2개와 수성 스트림 1개) 비용이 추가된다. Turton et al.²⁶⁾의 장치비용 산정식과 2012년의 가격 데이터를 바탕으로 계산한 결과를 <Table 14>에 정리하였으며(수성 액체 스트림의 유량이 상대적으로 매우 낮아 해당 펌프는 생략), 변경된 조건에서 운전하는 것은 약 \$50,000의 투자비용이 필요함을 알 수 있었다. 해당 비용 증가분은 플랜트 전체의 장치비용에 비하면 매우 미비한 수준이므로, 변경된 안이 적은 투자 대비 높은 안전성을 확보하는 설계임을 확인할 수 있었다.

펌프의 경우 일반적으로 운전비용이 낮지만 결론의 일관성을 위해 추가적으로 비용을 산정해보면 <Table 15>과 같다. 확인 결과 전체 펌프의 운전비용은 연간 \$1,364로 장치비용에 비해서는 매우 낮음을 확인하였고, 장치비용만으로 수행한 경제성 평가 결론이 일관성 있음을 검증할 수 있었다.

<Table 14> 전체 장치 비용 분석

Total Capital Investment (\$)			
Case	3-Phase Separator	Pump	Total
Base case (12.0barg)	74,475	-	74,475
Modified case (0.52barg)	52,410	73,146 (=36,573 x 2)	125,556

<Table 15> 펌프 운전비용 분석

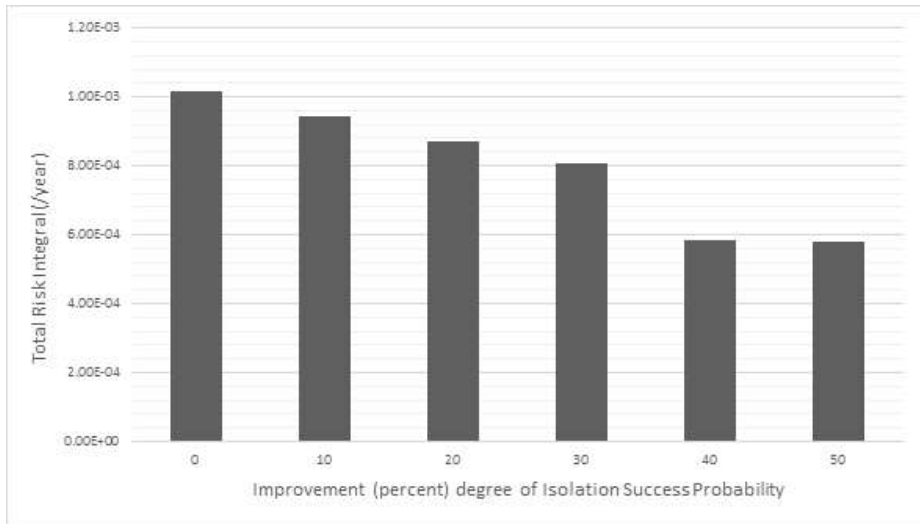
Pump Work [kW]	0.515
Motor Efficiency	0.8
Electricity Cost[\$/kWh]	0.13*
Operation Time[hr/yr]	8150
Annual Cost (1 pump) [\$ /yr]	682.10
Total Annual Cost[\$/yr]	1364.20

* Electricity generation cost in Iraq in 2015 (from KOTRA, Korea Trade-Investment Promotion Agency)

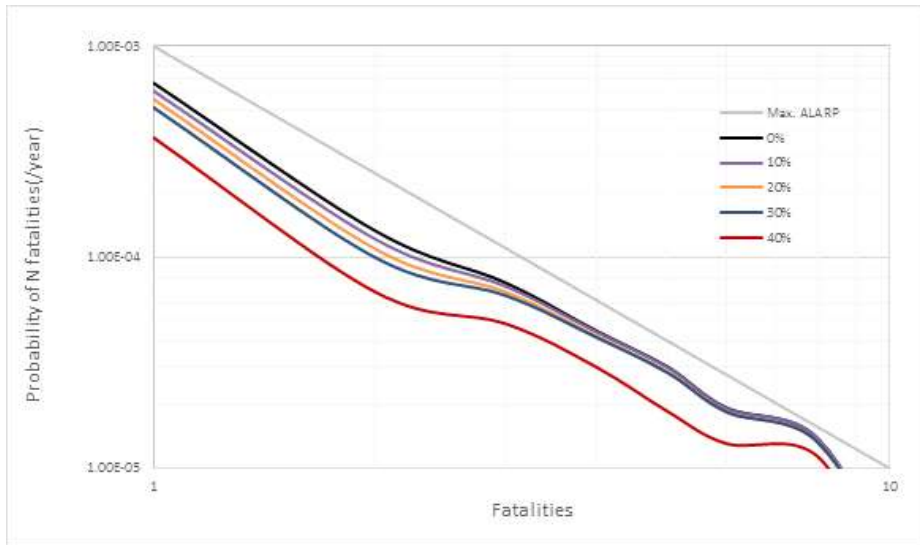
4. 위험성 감소를 위한 화재안전설비

4.1 긴급차단시스템 고도화에 따른 위험도의 민감도 분석

본 연구에서 ETA에 반영한 긴급차단시스템 성공 여부는 <Fig.19>에서 확인하였듯이 전체 위험도에 큰 영향을 주었다. 해당 시스템의 고도화에 따른 전체 사회적 위험도의 민감도를 분석하기 위해, 기존의 시스템을 Base case(0%)로 두고 시스템 성공률(<Table 6>참고)을 10%씩 50%까지 증가시키면서 정량적 위험성 평가 시뮬레이션을 반복적으로 수행하였다. 그에 따른 전체 위험도 적분값과 사회적 위험도의 F-N 곡선을 <Fig.26>와 <Fig.27>에서 각각 나타내었다. 성공률을 30%에서 40%로 증가시켰을 때 해당 위험도가 급격히 감소함을 확인할 수 있었고 이에 따라 향후 긴급 차단시스템 고도화의 목표치를 성공률 40% 증가로 정하는 것이 합리적이었다. 하지만 어떤 방법에 의해 성공률이 어느 정도 증가할 것인지는 각 시나리오와 적용방식에 따라 달라지기 때문에, 경제성 평가와 함께 관련한 추후 연구가 필요한 부분이었다.



<Fig.26> 긴급차단시스템 성공률에 대한 전체 위험도 적분값

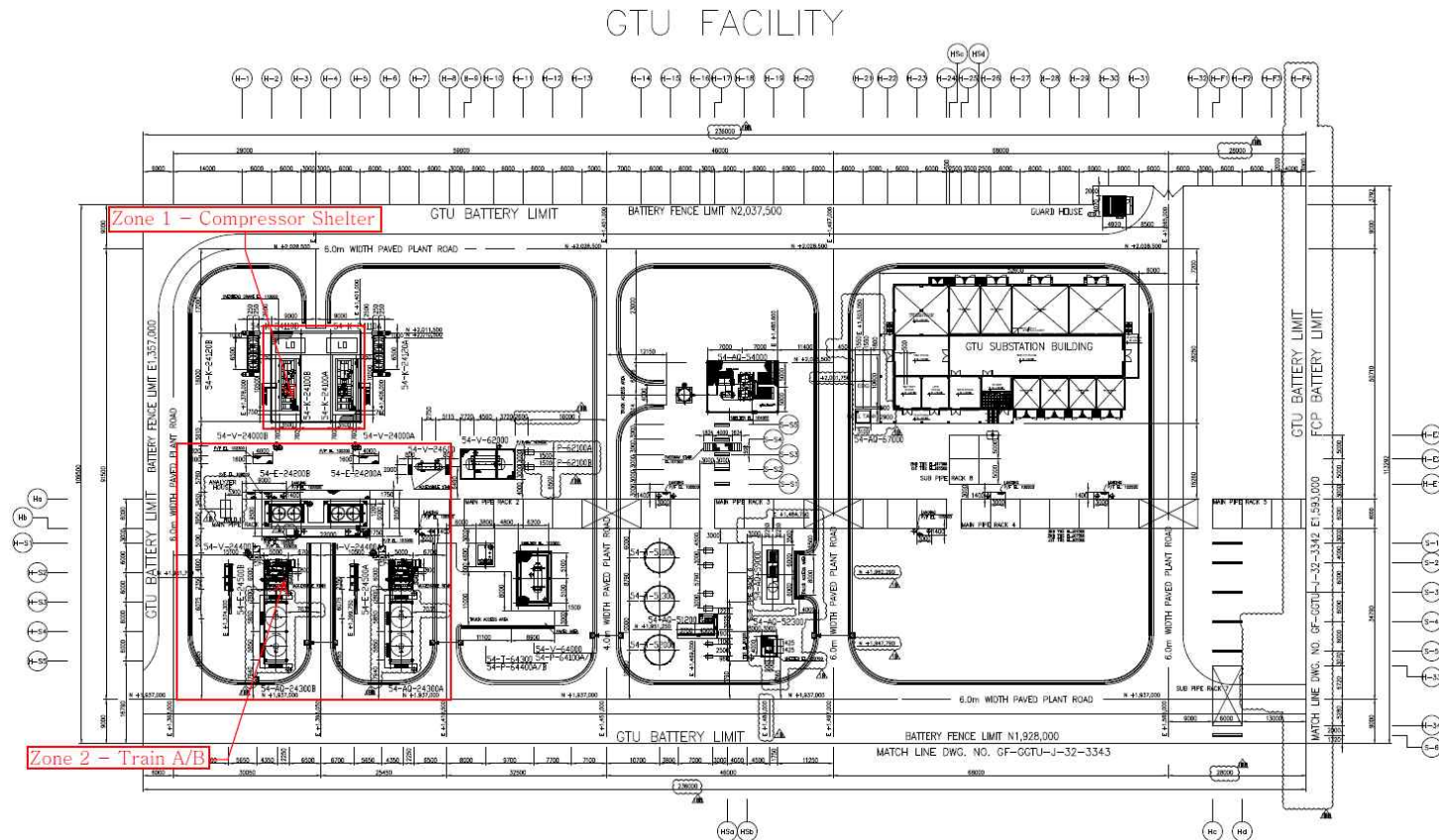


<Fig.27> 긴급차단시스템 성공률에 따른 사회적 위험도 (F-N 곡선)

4.2 화재안전설비의 설계

긴급차단시스템 고도화를 위하여 GOSP의 GTU 공정에 가연성 및 독성 가스(H₂S)의 누출 여부를 지속적으로 감지하는 가스감지기와 함께 화재를 감지하는 화재감지기(Flame Detector)를 설치하여 긴급차단 시스템을 작동시킴으로써 화재 및 폭발을 예방하는 화재안전설비를 일반적으로 설계한다. 이러한 가스감지기 및 화재감지기 설비의 설계는 Fire and Gas Detector Mapping을 수행하여 가장 적절한 위치에 감지기를 설치함으로써 긴급차단 시스템 고도화의 목표치를 성공률 40% 증가시킬 수 있다.

가스 감지기 및 화재감지기의 최적화된 위치선정을 위하여 GTU 공정 지역의 장치 및 설비를 그룹 별로 나누어 <Fig.28>과 같이 2개로 Zoning 하고 실제 가스누출이 일어날 수 있는 위치와 높이를 <Table 16>과 같이 정하였다.

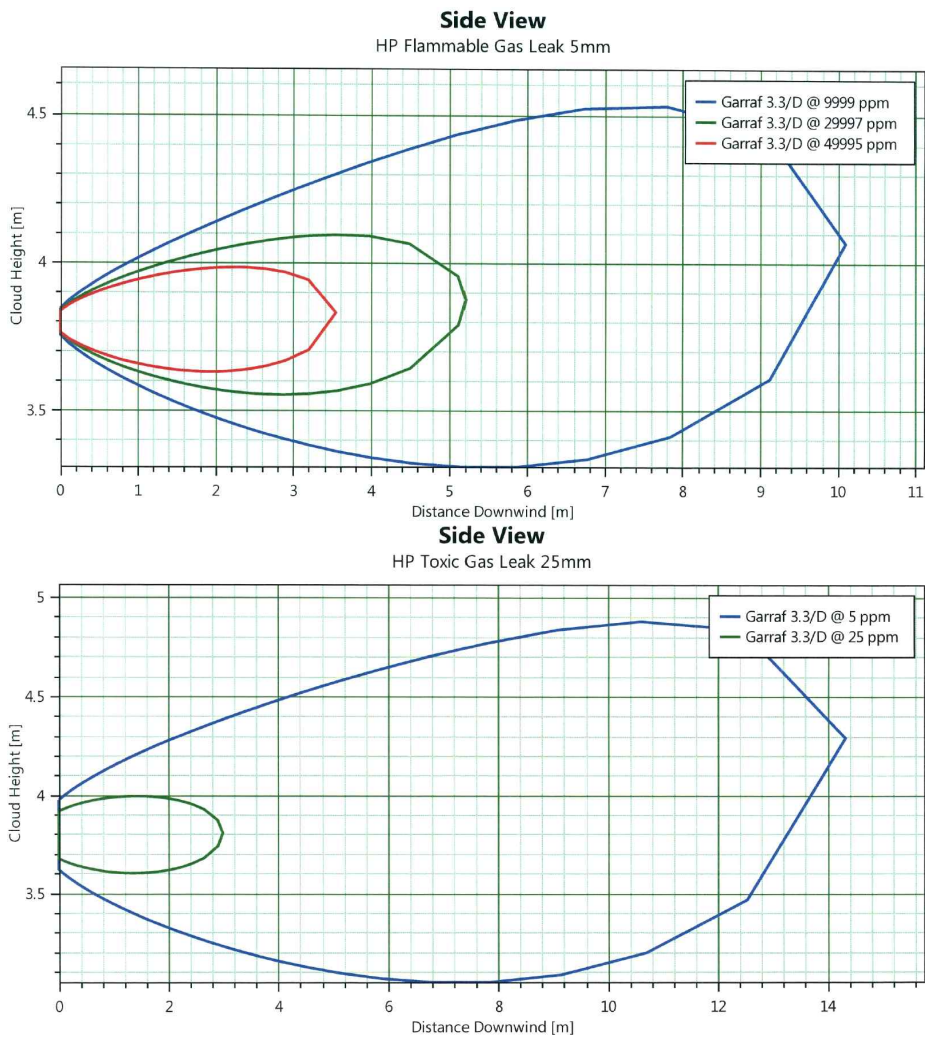


<Fig.28> Fire and Gas Detector Zoning Layout

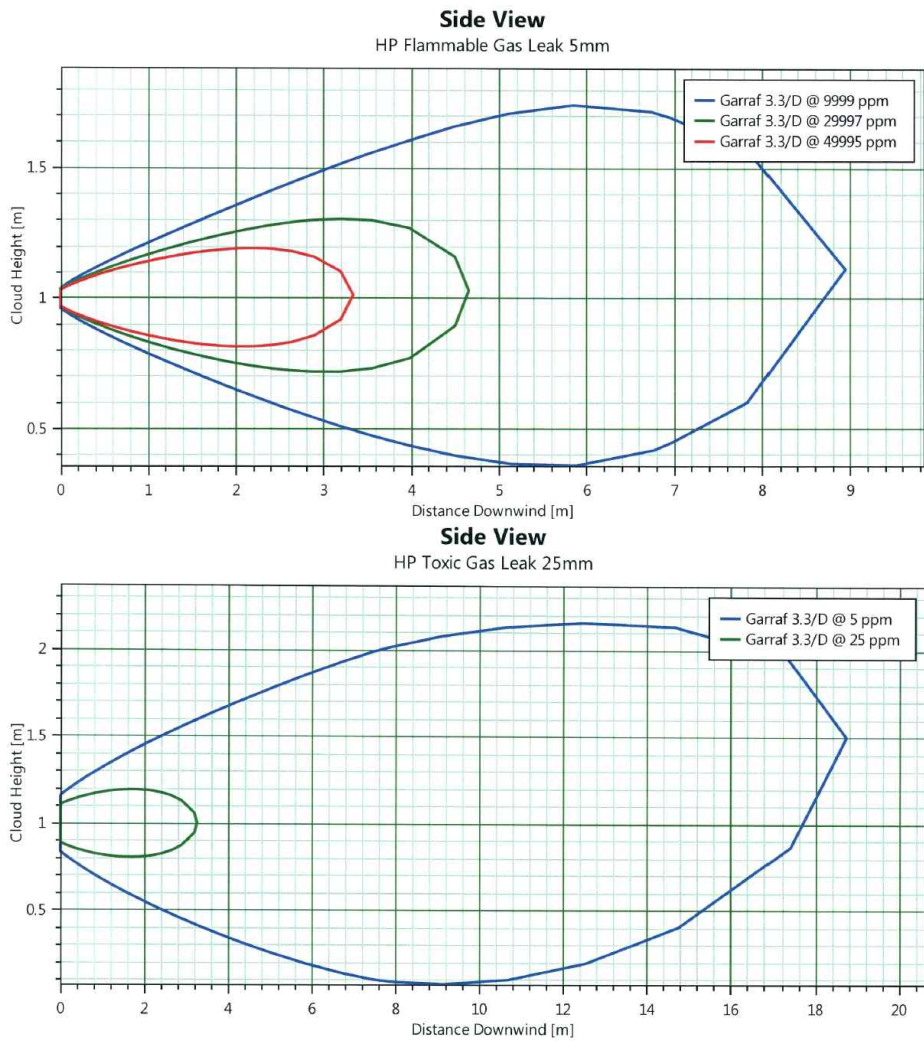
<Table 16> Potential Sources of Leakage

Zone ID	Zone Description	Potential Leakage Point	Elevation (m)
Zone 1	Compressor Shelter	Mechanical seal of the HP fuel gas compressor	3.8
Zone 2	Train A/B including Analyzer House	Flanged connection including sample line tapping points	1.0
	Train A/B at Discharge Coolers	Flanged connections	13.7

가연성 가스는 지름 5mm 홀, 독성가스는 25mm 홀에서 각각 누출되며, 가연성 가스감지기는 LFL의 20%, 독성 감지기는 5ppm에서 작동하는 것으로 가정하였다. 각 Zone 에서의 누출원 모델에 대한 DNV PHAST의 가연성가스와 독성가스의 Dispersion Modelling는 <Fig.29>, <Fig.30>과 같다.



<Fig.29> Gas Dispersion Contour in Zone 1



<Fig.30> Gas Dispersion Contour in Zone 2

Zone Grade A는 탄화수소 공정이 가장 많이 밀집되어 있는 구역이고, Zone Grade B는 중간정도, Zone Grade C는 낮은 정도의 밀집구역을 나타낸다. 밀집정도에 따라 Zone Grade A의 감지기의 Detection Coverage는 90%를 성능목표로 하고, Zone Grade B는 85%, Zone Grade C는 60%로 정하여 Fire and Gas Detector Mapping Software 인 Effigy Program에 의해 모사된 각 Zone에서의 Fire Detector, Flammable Gas Detector 및 Toxic Gas Detector의 Mapping 결과는 <Table 17>과 같으며, 이를 Graphic Coverage Map으로 <Fig.31-36>로 표현하였다. 또한 이를 근거로 GTU 공정지역에 배치 설계한 화재감지기, 가연성 감지기 및 독성 감지기의 수량을 <Table 18>에 정리하였다.

<Table 17> Fire and Gas Detector Mapping Result

Zone ID	Zone Description	Hazard	Highest Grade	Highest Grade	Grade B Coverage Achieved	Grade C Coverage Achieved
01	Compressor Shelter	Fire	A	98.1%	99.8%	-
		Flamm. Gas	A	90.6%	90.4%	-
		Toxic Gas	B	-	94.1%	-
02	Train A/B Low Level + Analyzer House	Fire	B	-	92.8%	97.5%
		Flamm. Gas	B	-	85.1%	64.3%
		Toxic Gas	B	-	87.5%	82.7%
	Train A/B High Level Discharge Cooler	Fire	B	-	95.5%	96.7%
		Flamm. Gas	B	-	94.4%	-
		Toxic Gas	B	-	89.5%	-

FIRE DETECTOR COVERAGE TARGETS:

Detector Voting = 1ooN

Grade A
Coverage = 90%

Grade B
Coverage = 80%

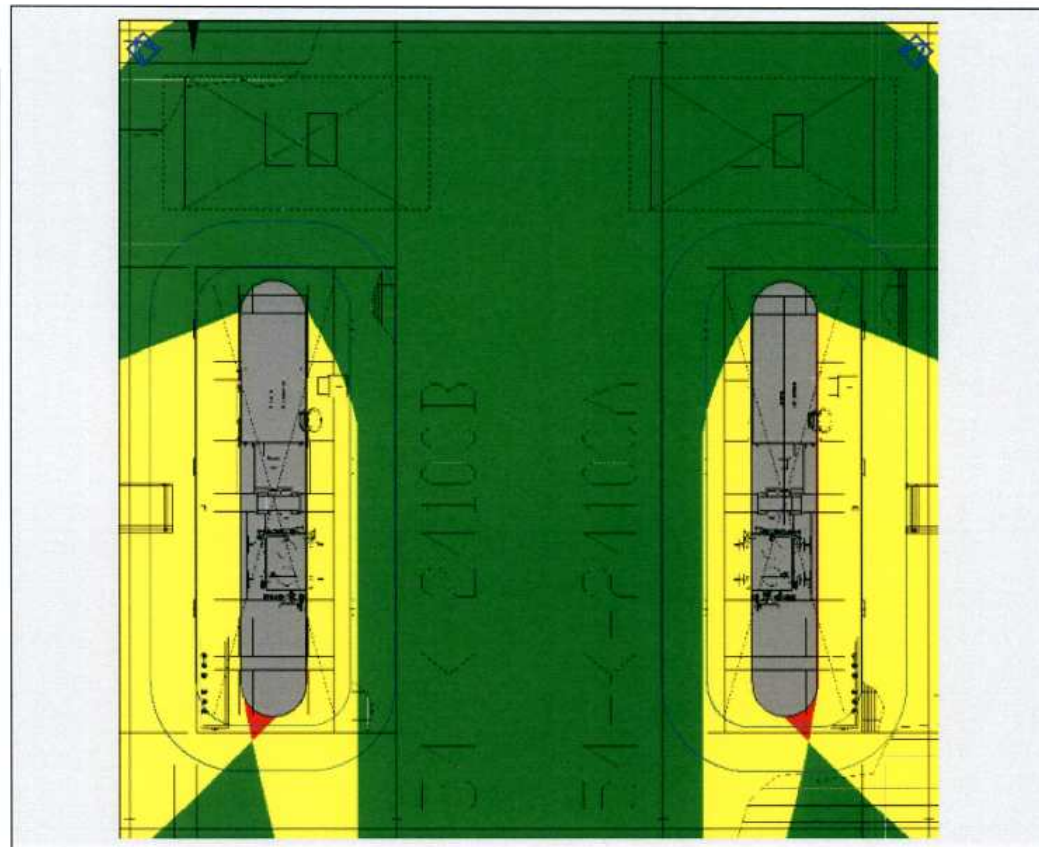
Grade -
Coverage = 0%

FIRE DETECTOR COVERAGE RESULTS:

Entire Zone
 71.1%
 28.6%
 < 1%










Grade A
 15.7%
 82.3%
 1.9%

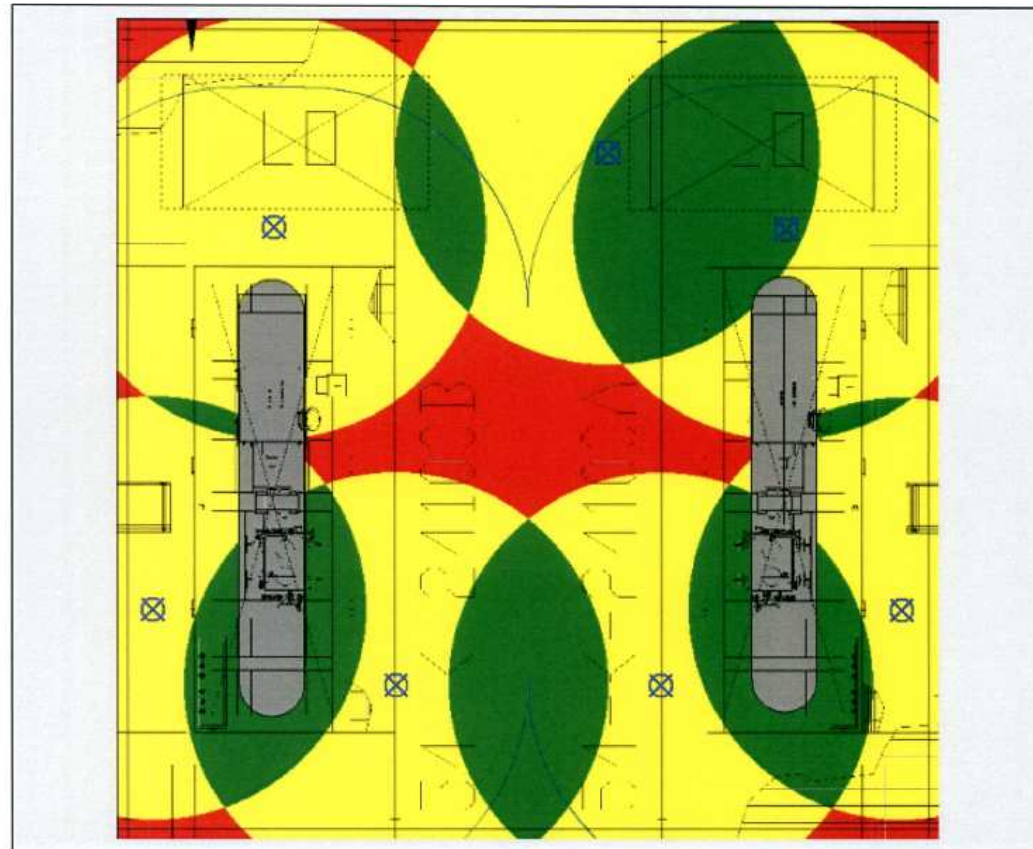
Grade B
 53.9%
 45.9%
 < 1%



<Fig.31> 화재감지기 Geographic Coverage Map in Zone 1







GAS DETECTOR COVERAGE TARGETS:	
Detector Voting = 1ooN	
Grade A	Coverage = 90%
Grade B	Coverage = 80%
Grade -	Coverage = 0%

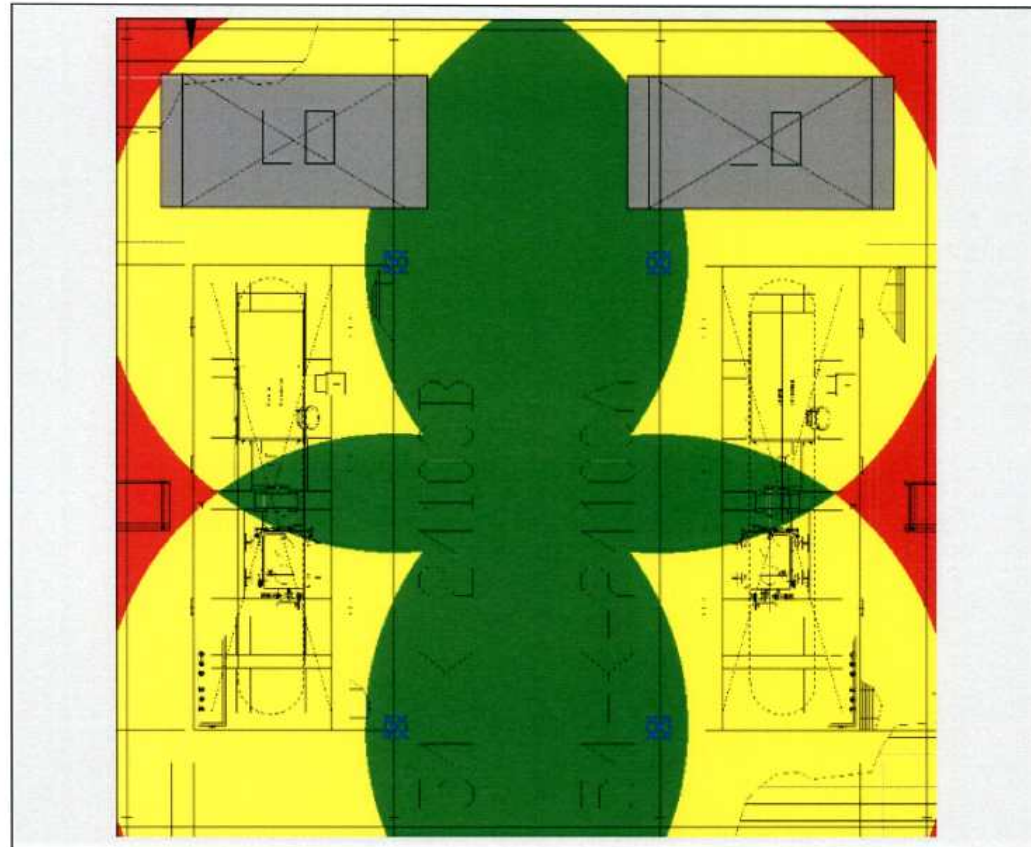
GAS DETECTOR COVERAGE RESULTS:		
Entire Zone		
 18.1%	 62.6%	 19.2%
Grade A		
 29.1%	 61.6%	 9.4%
Grade B		
 20.4%	 70.1%	 9.6%



<Fig.32> 가연성감지기 Geographic Coverage Map in Zone 1

GAS DETECTOR COVERAGE TARGETS:	
Detector Voting = 1ooN	
Grade -	Coverage = 0%
Grade -	Coverage = 0%
Grade B	Coverage = 80%

GAS DETECTOR COVERAGE RESULTS:		
Entire Zone		
 26.4%	 54.2%	 19.4%
Grade B		
 40.8%	 53.3%	 5.9%



<Fig.33> 독성감지기 Geographic Coverage Map in Zone 1

FIRE DETECTOR COVERAGE TARGETS:

Detector Voting = 1ooN

Grade -

Coverage = 0%

Grade B

Coverage = 85%

Grade C

Coverage = 60%

FIRE DETECTOR COVERAGE RESULTS:

Entire Zone

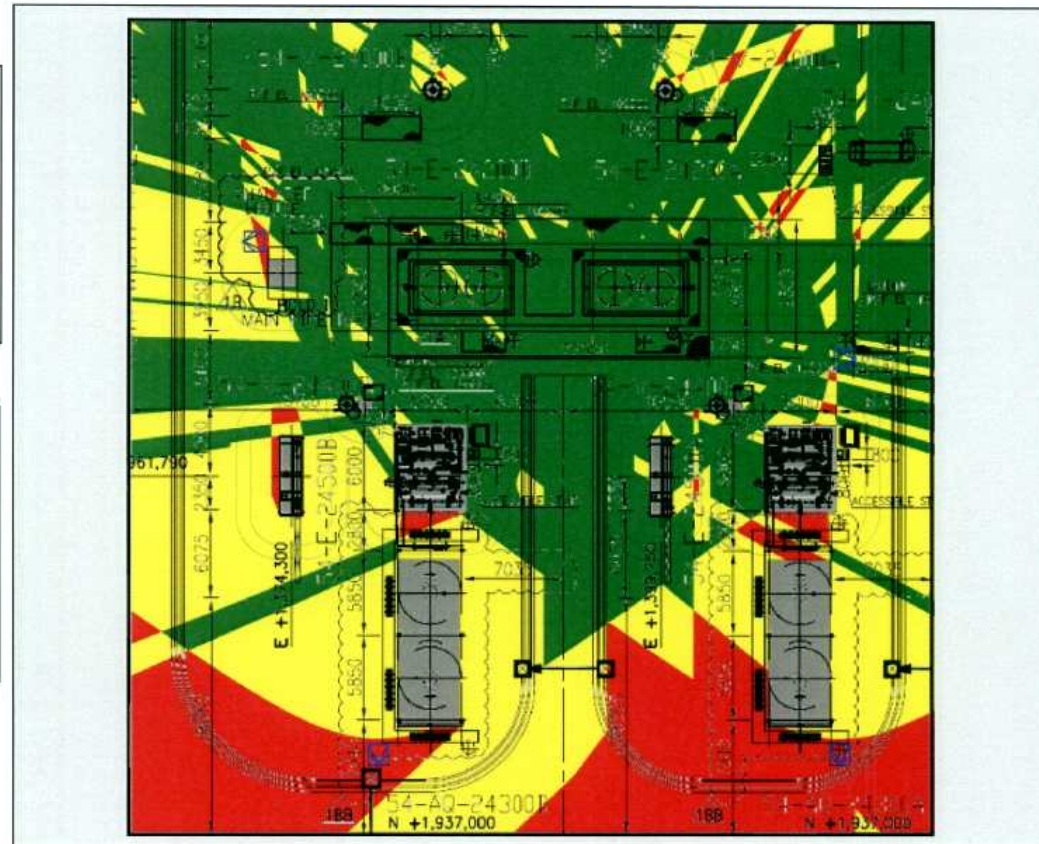
52.1% 32.2% 15.7%

Grade B

54.3% 38.5% 7.2%

Grade C

58.6% 39.0% 2.5%



<Fig.34> 화재감지기 Geographic Coverage Map in Zone 2

GAS DETECTOR COVERAGE TARGETS:

Detector Voting = 1ooN

Grade -

Coverage = 0%

Grade B

Coverage = 85%

Grade C

Coverage = 60%

GAS DETECTOR COVERAGE RESULTS:

Entire Zone

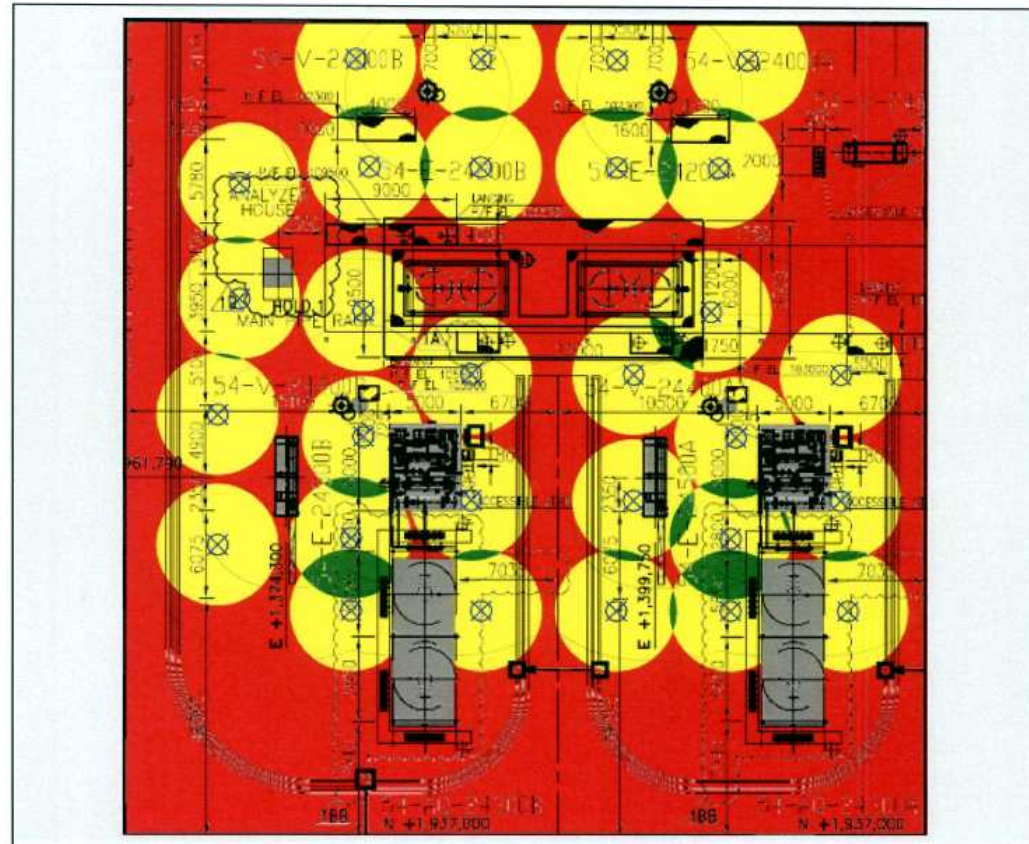
< 1% 9.7% 90.0%

Grade B

6.3% 78.8% 14.9%

Grade C

1.9% 62.4% 35.7%



<Fig.35> 가연성감지기 Geographic Coverage Map in Zone 2

GAS DETECTOR COVERAGE TARGETS:

Detector Voting = 1ooN

Grade -

Coverage = 0%

Grade B

Coverage = 85%

Grade C

Coverage = 60%

GAS DETECTOR COVERAGE RESULTS:

Entire Zone

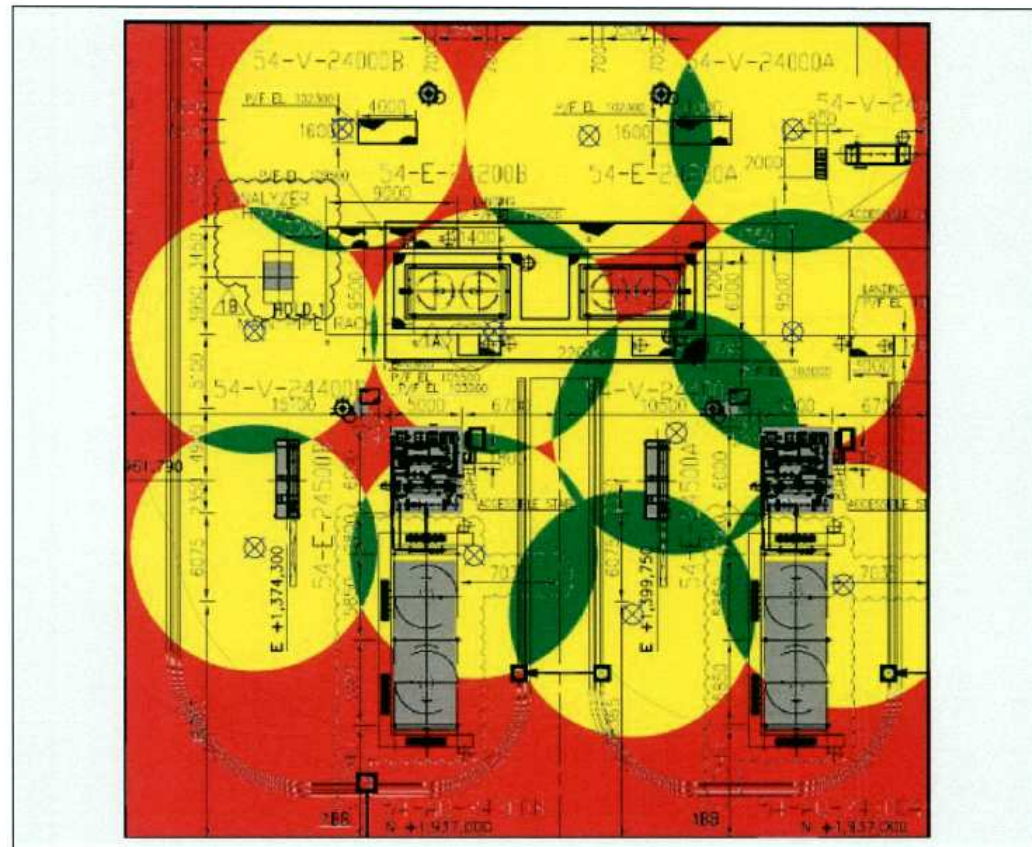
2.0% 26.1% 71.8%

Grade B

11.1% 76.5% 12.3%

Grade C

11.2% 71.5% 17.3%



<Fig.36> 독성감지기 Geographic Coverage Map in Zone 2

<Table 18> Fire and Gas Detector 설계 수량

Type of Detector	Compressor Shelter	Train A/B	Total
Flame Detectors	2	4	6
Flammable Gas Detectors	7	37	44
Toxic Gas Detectors	4	13	17

4.3 경제성 평가

GTU 공정의 긴급차단시스템 고도화를 위하여 Fire and Gas Mapping 을 수행한 결과 공정지역 내에서 가연성 및 독성 가스(H₂S)의 누출 여부를 지속적으로 감지하는 가스감지기와 화재를 감지하는 화재감지기(Flame Detector)는 Flammable Gas Detector 44개, Toxic Gas Detector 17개, Flame Detector 6개로 선정되었다. 또한 Hazardous Area Classification의 결과로 GTU 공정지역 내에 설치되는 모든 전기기기는 방폭형이어야 함이 확인되었다. Flammable Gas Detector는 방해가스 및 온습도에 영향을 적게 받는 백금촉매 방식인 Catalytic cell type의 Point IR Gas Detector이며, Toxic Gas Detector은 Metal Oxide Semiconductor(MOS)의 센서 방식으로 설계이며, Flame Detector는 화재의 적외선 삼파장 영역을 분석하여 화재를 판별하고 60미터 감시영역을 감지하는 IR 3 type의 불꽃감지기로 설계하였다. 가스감지기 및 화재 감지기는 감지신호를 F&G 제어반으로 송출하며, 이를 연결하는 케이블은 외부의 Noise로부터 영향을 받지 않도록 하기 위하여 Shield type과 외상 보호를 위하여 Cable duct, Conduit pipe 등으로 설계하였다.

이와 같이 Fire and Gas Detector Mapping 으로 설계를 수행 할 경우의 설계비용은 일반적으로 GTU와 같은 중규모 공정에서는 프로젝트 당 \$100,000 정도 비용이 소요되는 것으로 알려져 있다. 해당비용 증가분 역시 플랜트 전체 장치비용에 비하면 미비한 수준 이므로 공정설계변경에 추가하여 Fire and Gas Detector Mapping 에 의한 위험성 감소방안도 적은 투자 대비 높은 안전성을 설계임

을 확인할 수 있었다.

5.결론 및 제언

본 논문은 GOSP 플랜트의 GTU 공정에 대하여 공정 시뮬레이션을 Static inventory 개념을 바탕으로 효과적으로 정량적 위험성 평가 절차에 반영함으로써 위험 기반의 화학공정 안전관리 시스템을 제안하였다. 해당 방법론에 의하여 동적 기반의 공정 시뮬레이션 변수들에 누출되는 시간 개념을 결합하여 정적 저장량 변수를 도출하고 이를 기반으로 정량적 위험성 평가 시뮬레이션에 반영할 수 있었다.

정량적 위험성 평가 결과에 따라 모든 발생 가능한 사고 시나리오와 그에 따른 피해결과의 위험도 적분값을 비교하여 위험성 감소 표적을 정하였다. 그 결과 긴급차단시스템이 실패한 상태에서 3상 분리기의 탄화수소 액체가 소규모 홀 규모에서 누출되는 시나리오가 가장 위험하였고, 그에 의해 발생한 피해결과 중에서도 플래시 화재와 풀 화재 영향이 전체 위험도에 가장 큰 비중을 차지하였다.

표적 시나리오를 억제하기 위해 본 연구에서는 위험성 감소 접근 방법으로 공정 설계 변경과 긴급차단시스템 고도화를 선정하였다. 먼저 공정 설계 변경의 경우, 해당 화재의 피해영향도와 빈도수를 감소시키기 위해 3상 분리기의 운전 압력을 기존의 12.0barg에서 0.52barg로 낮추었다. 그 결과 초기 투자비용 \$50,000을 들여 사회적 위험도를 연간 $1.41E-3$ 에서 $1.02E-3$ 으로 27% 감소할 수 있었고, 감소된 위험도는 허용 가능한 영역(ALARP 이하)에 위치함을 확인하였다. 긴급차단시스템 고도화의 경우 구체적인 고도화 방법을 제시하지는 않았으나, 시스템 성공률에 대한 전체 위험도의 민

감도 분석을 통해 40% 성공률의 증가가 위험도를 연간 $1.02\text{E}-3$ 에서 $5.52\text{E}-4$ 으로 절반 감소함을 알 수 있었다. 이는 추후 연구에 있어 시스템 고도화의 목표치로 제시할 수 있었다.

상기 두 가지 위험성 감소 방법으로 인해 GTU 공정의 전체 위험도를 실제적으로 관리할 수 있었고 예비 설계단계에서부터 보다 안전한 공정 설계를 제안할 수 있었다. 본 연구에서는 방법론의 명확성을 강조하기 위해 비교적 간단한 GTU를 대상 공정으로 다루었으나, 동일한 방법론을 바탕으로 공정 설계와 위험성 평가를 융합하면 보다 복잡한 화학공정에서도 위험기반의 안전관리가 충분히 가능하다.

References

- 1) CCPS, Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, 2nd, Centre for Chemical Process Safety, American for Chemical Engineers, New York, 2000.
- 2) Rasmussen, N. C. Reactor Safety Study: An Assessment of Accident Risks in U.S. Commercial Nuclear Power Plants. [NUREG-75/014(WASH-1400)], Rockville, MD, USA, 1975.
- 3) Pasman, H., Reiners, G. Past, Present and Future of Quantitative Risk Assessment (QRA) and the Incentive It Obtained from Land-use Planning (LUP). *J. Loss Prevent. Proc.* 2014, 28, 2-9.
- 4) Khan, F. I., Sadiq, R., Husain, T. Risk-based Process Safety Assessment and Control Measures Design for Offshore Process Facilities. *J. Hazard. Mater.* 2002, A94, 1-36.
- 5) Vinnem, J. E. *Offshore Risk Assessment: Principles, Modelling and Applications of QRA Studies, Sec Ed.*, Springer-Verlag London Limited, London, 2007.

- 6) Khakzad, N., Khan, F., Amyotte, P. Safety Analysis in Process Facilities: Comparison of Fault Tree and Bayesian Network Approaches. Reliability Eng. & Sys. Saf. 2011, 96, 925–932.
- 7) Jianwen, Z., Da, L., Wenxing, F. An Approach for Estimating Toxic Releases of H₂S-containing Natural Gas. J. of Haz. Mat. 2014, 264, 350–362.
- 8) Jung, S., Ng, D., Diaz-Ovalle, C., Vazquez-Roman, R. Mannan, M. S. New Approach to Optimizing the Facility Siting and Layout for Fire and Explosion Scenarios. Ind. Eng. Chem. Res. 2011, 50, 3928–3937.
- 9) Yet-Pole, Shu, C.-M., Chong, C.-H. Application of 3D QRA Technique to the Fire/Explosion Simulation and Hazard Mitigation within a Naphtha-cracking Plant. J. Loss Prev. Proc. Ind. 2009, 22, 506–515.
- 10) Middha, P., Hansen, O. R., Grune, J., Kotchourko, A. CFD Calculations of Gas Leak Dispersion and Subsequent Gas Explosions: Validation against Ignited Impinging Hydrogen Jet Experiments. J. Hazard. Mater. 2010, 179, 84–94.

- 11) Domenico, J. D., Vaz Jr. C. A., de Souza Jr., M. B. Quantitative Risk Assessment Integrated with Process Simulator for a New Technology of Methanol Production Plant Using Recycled CO₂. *J. Hazard. Mater.* 2014, 274, 164–172.
- 12) Nam, K., Chang, D., Chang, K., Rhee, T., Lee, I. Methodology of Life Cycle Cost with Risk Expenditure for Offshore Process at Conceptual Design Stage. *Energy*. 2011, 36, 1554–1563.
- 13) Dinh, L. T. T., Pasmann, H., Gao, X., Mannan, M. S. Resilience Engineering of Industrial Processes: Principles and Contributing Factors. *J. Loss Prevent. Proc.* 2012, 25, 233–241.
- 14) Shariff, A. M., Leong, C. T. Inherent Risk Assessment—A New Concept to Evaluate Risk in Preliminary Design Stage. *Proc. Saf. Environ. Protect.* 2009, 87, 371–376.
- 15) Gangadharan, P., Singh, R., Cheng, F., Lou, H. H. Novel Methodology for Inherent Safety Assessment in the Process Design Stage. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2013, 52, 5921–5933.
- 16) Ordouei, M. H., Elkamel, A., Al-Sharrah, G. New

Simple Indices for Risk Assessment and Hazards Reduction at the Conceptual Design Stage of a Chemical Process. Chem. Eng. Sci. 2014, 119, 218–229.

17) Rathnayaka, S., Khan, F., Amyotte, P. Risk-based Process Plant Design Considering Inherent Safety. Saf. Sci. 2014, 70, 438–464.

18) Shariff, A. M., Leong, C. T. Inherent Risk Assessment—A New Concept to Evaluate Risk in Preliminary Design Stage. Proc. Saf. Env. Prot. 2009, 87, 371–376.

19) Cetesb, Environmental Company of Sao Paulo State, Sao Paulo, 2003, Available at:
<http://www.ceresb.sp.gov.br> (accessed 03.04.12)

20) HSE, Reducing Risks, Protecting People, HSE's Decision-making Process

21) PETRONAS Carigali Iraq Holding BV, Quantitative Risk Assessment (QRA) Study for the Garraf Final Development Plan (GFDP) Project, 2010.

22) International Association of Oil & Gas Producers (OGP), Risk Assessment Data Directory, Report No. 434, March 2010.

23) Health and Safety Executive, Offshore Hydrocarbon Releases Statistics, 2013.

24) EI, EI Research Report: Ignition Probability Review, Model Development and Look-up Correlations, Energy Institute, London, 2006.

25) AIChE/CCPS, Guideline for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, Sec. Ed., New York, 2000.

26) Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., Shaeiwitz, J. A. Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Third Ed., Pearson Education Inc., Boston, 2009.

Appendixes

Appendix A : Capital Cost for Three-Phase Separator (Pressure Vessel) & Pumps

1. Purchased Cost Estimation

The purchase cost of a unit using carbon steel construction was fitted to the following equation:

$$\log_{10} C_p^o = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + K_3 [\log_{10}(A)]^2$$

The values of coefficients K1, K2, and K3, and A differ by unit.

2. Pressure Factor

The costs of the equipment increase with increasing operating pressure. A pressure factor is introduced to account for changes in the operating pressure. The pressure factor for the process vessel depends on the pressure and diameter of the vessel. The correlation is given in the following expression:

$$F_{P,vessel} = \frac{\frac{(P+1)D}{2[850 - 0.6(P+1)]} + 0.00315}{0.0063}$$

Here, P is the operating gauge pressure, and D is the diameter of the vessel, with the assumption that L/D = 3 (L

is the length of vessel). If the calculated $F_{P,vessel}$ is less than one, then $F_{P,vessel} = 1$. For pressures smaller than -0.5barg,

$$F_{P,vessel} = 1.25$$

3. Material Factor

The equipment costs also change with changes in the construction materials. A material factor is introduced to account for the different construction materials.

4. Bare Module Factor & Bare Module Cost

To obtain the bare module cost, a bare module factor is needed. The correlation of the bare module cost, bare module factor, and other factors is expressed as follows:

$$C_{BM} = C_P^0 F_{BM} = C_P^0 (B_1 + B_2 F_M F_P)$$

5. Capital Investment

The direct permanent investment CDPI can be estimated in advance by multiplying CBM by the following factors to account for utility plants, service facilities, site preparation, and related facilities:

$$C_{DPI} = (1 + F_1 + F_2) C_{TBM}$$

Then, the total permanent investment CTPI and total capital investment can be obtained using the following correlations, where a contingency of 40% is used to approximate the

capital cost estimate, and the costs of the land, royalties, and plant startup are assumed to add an additional 10%. The working capital is considered to be 15% of the total permanent capital investment C_{TCI} .

$$C_{TPI} = 1.50C_{DPI}$$

$$C_{TCI} = 1.15C_{TPI}$$

Appendix B : Fire and Gas Mapping Methodology

1. Zone Grading Methodology

Fire & Gas Zones are defined by physical location. Operating areas are segregated into discrete zones. Each zone is assessed separately for FGS hazards: fire, flammable gas, and toxic gas. The following criteria are applied in the determination of the zone boundaries. Similar equipment, that is equipment with similar process hazards, is grouped in the same zone(s). Zones should be separated where different actions are required from the FGS. The existence of non-classified electrical equipment would provide the need for a separate zone to segregate non-classified areas from classified areas. Areas with special occupancies, such as high valued equipment or unique equipment, should be in separate zones.

Typical zone categories are defined in the Kenexis Fire and Gas Systems Engineering Handbook. These zone categories, shown in Table A-1 below, are used in this report.

<Table A-1>

Zone Category	Area Definition	Examples
H	Hydrocarbon Possessing Area, General Fire / Flammable Gas, Toxic Gas Hazard	Production Separation, Gas Compression Flammable Liquid
N	Non-Hydrocarbon Fire Hazard	Storage, Lubrication Oil System
G	General Occupancy, No Hydrocarbon Fire Hazard	Accommodations Area, Control Building
E	Non-Hydrocarbon Special Equipment Protection	Non-classified Electrical Equipment
T	Gas Turbine or Engine Enclosures	Gas Turbine and Turbine Enclosures
V	Combustion Air Intake / Ventilation Air Intakes	Combustion Air blower, HVAC Fresh Air Intake

2. Effigy Software

The Effigy Fire and Gas Coverage Mapping Software by Kenexis fully considers the necessary 3-dimensional aspects of fire and gas mapping. These 3-dimensional aspects include the space (volume) of the zone, the cones-of-vision of the detector, and the obstruction caused by physical objects in the zone.

The zones established for evaluation in Effigy are defined as a 3-dimensional space. The length, width and height of the space are entered into the software. Equipment is located in this space represented by various geometries specified by the user. These geometries can be sized and oriented within the space to represent the actual major equipment in the space.

Each optical fire detector has a “cone-of-vision” that is unique to the detector. Three factors establish the unique characteristics of a detector - fire type, sensitivity, detector model. The manufacturer’s cone-of-vision is usually presented as a 2-dimensional slice at the center of the detector and parallel to the centerline of the detector. The actual cone-of-vision diagrams for a detector are created by plotting data obtained during the ANSI/FM Approvals 3260, American National Standard for Radiant Energy-Sensing Fire Detectors for Automatic Fire Alarm Signaling, approval performance test.

The combustible or toxic gas detector is modeled as covering a sphere with a diameter equal to the cloud size (length) of interest. The section plane at the elevation of interest may cut this sphere at a point away from the center resulting in an area of coverage smaller than the full length of the cloud size. Effigy considers this geometry when calculating the coverage of the gas detector.

Effigy allows entering of obstructions through direct input of geometric shapes or automatic input of files from 3D CAD applications. The shapes include cuboid, horizontal and vertical cylinders, horizontal and vertical vessels, and spheres. Effigy models the effect of obstructions on creating “shadow” areas for optical fire detection. For gas detection mapping the impact of obstructions on the coverage area (area occupied by obstruction at the level of interest) is calculated in Effigy to more accurately reflect the real area required to be covered.

Effigy displays the zone grade areas and the detector coverage areas at the level of interest (analysis plane) in a 2 dimensional format based on the volume of the space and the detector coverage in that volume.

In this study a geographic coverage assessment is used to determine the degree of coverage of a monitored area, which contains a process with potential fire or gas hazards. The goal is to determine the fraction of geometric area within a

monitored process area that is covered if a release were to occur in a given geographic location.

Geographic coverage is a function of the release detection equipment in the monitored process area, considering obstacles that prevent/inhibit detection and the defined voting arrangement for the safety action of interest. For example, an array of many flame detectors in a monitored area with few obstacles and a 1ooN voting arrangement would yield a higher geographic coverage than an array with only a few flame detectors in an area congested with process equipment and a 2ooN voting arrangement. Detector geographic coverage does not require a specific risk scenario to determine coverage. The method assumes a hazard could occur anywhere within a monitored area and seeks to determine how well covered that area is.

In geographic gas coverage, an assumption is made that a gas release is omnidirectional; where gas disperses an equal distance in all directions around the release location. And it also assumes that a dispersed gas would migrate around an obstruction and be able to reach a detector. Detector geographic coverage does require general information about the magnitude of a fire or gas hazard that requires detection in a monitored area.

The procedure for Fire Detector Geographic Coverage Assessment involves selecting detection criteria, that is the

threshold fire magnitude that requires detection of an incipient hazard (e.g., fire intensity of 1 foot by 1 foot at 100 feet requires detection and automatic suppression prior to fire escalation). A geographic location is selected for analysis to determine if the geographic location is within the field of view of each fire detector in the monitored area. For optical fire detection, obstructions between the detector and the geographic location are accounted for in making this determination. With 1ooN voting, the location is flagged as covered if it is within the field of view of one (or more) fire detectors in the monitored area. The analysis is conducted for all geographic locations in the monitored area and a sum total of all covered locations is developed to determine the overall fraction of geographic area that is covered in the monitored area (i.e., detector geographic coverage).

For this study the threshold fire size was based on the flame detector, which is tested and approved in accordance with FM test standard 3260, set at its 'High' sensitivity rating.

The procedure for Gas Detector Geographic Coverage Assessment involves selecting detection criteria, that is, the threshold gas release that requires detection of an incipient hazard (e.g., gas release of less than 5 m in diameter requires detection at 60% LEL for point detector or 3.0 LEL meters for line-of-sight detector. A geographic location is

selected for analysis to determine if the gas release of the threshold magnitude centered at a geographic location can be sensed by a detector in the monitored area. With 100N voting, the location is flagged as covered only if the threshold gas release can be sensed by one (or more) gas detectors in the monitored area. The analysis is conducted over all geographic locations in the monitored area and a sum total of all covered locations is developed to determine the overall fraction of a geographic area that is covered in the monitored area (i.e., detector geographic coverage).

For this study the gas dispersion modeling software, Phast, Version 7.1, was used to determine the potential gas cloud size to be detected. For flammable gas a concentration of 20% of the LFL (lower flammable limit) was used and for H₂S (toxic gas) a concentration of 5 ppm was used.

Nomenclature

ρ_f = average mass density [kg/m³]

V = volume of the static fluid [m³]

M = mass flow rate [kg/h]

k = coefficient proportional to the release duration

$IR_{x,y}$ = total individual risk (per year) at the point (x, y) [1/year]

$IR_{x,y,i}$ = risk of fatality as a result of event I at the point (x, y) [1/year]

N = total number of events

F_i = frequency of occurrence of event I [1/year]

P_{fi} = probability that event i results in a fatality at the point [1/year]

C_p^o = purchase cost of a unit using carbon steel construction [\$]

A = capacity of the unit

$K1, K2, K3$ = purchase cost coefficients

$F_{P,vessel}$ = pressure factor of a vessel

C_{BM} = bare module cost [\$]

C_{TBM} = total bare module cost [\$]

FBM = the bare module factor

$B1, B2$ = bare module coefficients

C_{DPI} = direct permanent investment [\$]

C_{TPI} = total permanent investment [\$]

C_{TCI} = total permanent capital investment [\$]

Abstract

New techniques make oil and gas plants more complex; therefore, extra attention should be given in the design and construction of all plant facilities. With this increasing complexity, the importance of using modern safety techniques and study methods has become quite evident because this extra complexity has not yet been incorporated completely in design and construction standards.

To achieve this goal, it is essential that risk assessment be conducted as a way of characterizing the risk associated with fire that addresses relevant fire scenarios and their probability and their potential consequences. Quantitative risk assessment is needed also where there are significant variations in variables like the number of people and their characteristics, or the fire growth rates. In addition, deterministic analysis shows that credible combinations of these variables may not be acceptably safe.(3) Hazards with potentially large consequences such as fire and explosions in thermal power plants require a explosions in oil and gas plants require a quantitative risk assessment to establish whether the current risk level is acceptable, or whether additional measures may be required. Such quantitative risk assessment is based on a scenario-based approach, which

analyzes a defined set of relevant scenarios in terms of frequency and/or consequences, and a system-based approach, which investigates an overall system with an integrated process, including all relevant scenarios influencing risk in the plant; thus, risk values are obtained for the whole system.

A new QRA methodology for the feasible integration of process modeling and accident simulation is proposed using commercial simulators with the goal of carrying out risk-based process safety management of an existing gas oil separation plant (GOSP). Particularly for the gas treatment unit (GTU) among the various subsections of the GOSP process, this methodology attempts to assess the potential risk at the preliminary design stage and modify the process design of an existing process to alleviate the major hazard with two design alternatives. Consequently the modified design with different operation conditions reduces the total risk integrals by 27% at the expense of the total capital investment increase of \$50,000. In addition, sensitivity analysis of the total risk to varying success probability of insulation process is carried out in order to give an insight for a safer and more reliable process design.

Key Words : Process Design, Accident Simulation, Quantitative Risk Assessment, Risk Reduction

Student Number : 2005-30287